VISIT…

ББК 38.761.1.
Н 63
УДК 628.1 (075.8)

Рецензенты: Б. Н. Репин, О. Д. Минц, А. А. Котеленец

Фрог Б. Н., Левченко А. П.

Н 63 Водоподготовка: Учебн. пособие для вузов. М. Издательство МГУ, 1996 г. 680 с; 178 ил.

ISBN 5—274—01420—8

АННОТАЦИЯ

В книге даны краткие сведения по составу природных вод, способам оценки их качества и приведены регламенты, предъявляемые отдельными водопотребителями. Освещены современные методы водоподготовки, основные технологические схемы и водоочистные сооружения.

Рассмотрены вопросы подготовки воды для хозяйственно-питьевых и технологических нужд. Значительное внимание уделено вопросам специальной обработки воды: удалению тригалогенметанов, фенолов, нитратов и нитритов, нефтепродуктов, соединений кремния, дегазации, фторированию и обесфториванию, деманганации, обезжелезиванию, умягчению, опреснению и обессоливанию; удалению из воды ионов тяжелых металлов. Приведены сведения по обработке воды для предотвращения зарастания и коррозии труб и оборудования систем водоснабжения, по обработке охлаждающей воды. Даны основы технологических изысканий и проектирования водоочистных комплексов.

Предназначается в качестве учебного пособия для студентов, обучающихся по специальности «Водоснабжение и водоотведение», а также может быть использована практическими работниками для решения задач кондиционирования природных и оборотных вод.

Н $\frac{3309000000—456}{047(01)—96}$ Без объявления ББК 38.376.1.

ISBN 5—274—01420—8

© Фрог Б. Н., Левченко А. П., 1996

СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие . . . 7
Введение . . . 10

1. ПРИРОДНЫЕ ВОДЫ И ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К ИХ КАЧЕСТВУ . . . 14

1.1. Характеристика источников водоснабжения . . . 14
1.2. Влияние примесей воды на ее качество . . . 16
1.3. Законодательство и основные мероприятия по охране источников водоснабжения от загрязнения и истощения . . . 34
1.4. Требования к качеству воды и их классификация . . . 38

2. МЕТОДЫ И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СХЕМЫ УЛУЧШЕНИЯ КАЧЕСТВА ВОДЫ . . . 44

2.1. Методы, технологические процессы и сооружения . . . 44
2.2. Классификация основных технологических схем . . . 48
2.3. Основные критерии для выбора технологической схемы и состава сооружений для подготовки питьевой воды . . . 54

3. КОАГУЛИРОВАНИЕ ПРИМЕСЕЙ ВОДЫ . . . 59

3.1. Физико-химические основы коагулирования примесей воды 59
3.2. Регулирование оптимальных условий коагуляции . . . 72
3.3. Реагенты, применяемые при водоподготовке . . . 79
3.4. Интенсификация процесса конвективной коагуляции примесей воды . . . 91
3.5. Контактная коагуляция . . . 96
3.6. Определение оптимальных доз реагентов . . . 97
3.7. Электрохимическое коагулирование . . . 101

4. РЕАГЕНТНОЕ ХОЗЯЙСТВО . . . 106

4.1. Склады реагентов . . . 106
4.2. Аппаратура для приготовления реагентов к дозированию . 111
4.3. Дозирование реагентов . . . 118

5. СМЕШЕНИЕ РЕАГЕНТОВ С ВОДОЙ . . . 123

5.1. Теоретические основы процесса. Классификация смесительных устройств . . . 123
5.2. Гидравлические смесители . . . 127
5.3. Механические смесители . . . 129

6. КАМЕРЫ ХЛОПЬЕОБРАЗОВАНИЯ . . . 133

6.1. Место камер хлопьеобразования в технологической схеме, их классификация . . . 133
6.2. Камеры хлопьеобразования гидравлического типа . . . 137
6.3. Флокуляторы . . . 141
6.4. Аэрофлокуляторы . . . 143

7. ПРЕДОЧИСТКА ВОДЫ ФИЛЬТРОВАНИЕМ ЧЕРЕЗ СЕТКИ И ПОРИСТЫЕ ЭЛЕМЕНТЫ . . . 145

7.1. Основы процесса. Классификация аппаратов. Макрофильтрование . . . 145
7.2. Микрофильтрование . . . 150

8. ОСВЕТЛЕНИЕ ВОДЫ ОСАЖДЕНИЕМ 155

8.1. Теоретические основы осаждения взвеси 155
8.2. Технологическое моделирование процесса осаждения . . 163
8.3. Типы отстойников и область их применения 165
8.4. Горизонтальные отстойники 168
8.5. Радиальные отстойники 174
8.6. Вертикальные отстойники 175
8.7. Отстойники с малой глубиной осаждения 177

9. ОСВЕТЛЕНИЕ ВОДЫ В ПОЛЕ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ СИЛ 181

9.1. Основы процесса осветления воды в поле центробежных сил. Применяемые аппараты и их конструкции 181

10. ОБРАБОТКА ВОДЫ В СЛОЕ ВЗВЕШЕННОГО ОСАДКА 188

10.1. Теоретические основы процесса осветления воды в слое взвешенного осадка 188
10.2. Типы осветлителей и область их применения 202
10.3. Расчет и проектирование осветлителей 209

11. ОБРАБОТКА ВОДЫ ФЛОТАЦИЕЙ 213

11.1. Принцип действия и теоретические основы работы флотационных установок 213
11.2. Конструкция флотаторов и их расчет 223

12. ФИЛЬТРОВАНИЕ ВОДЫ 229

12.1. Сущность процесса, классификация фильтров по принципу действия 229
12.2. Теоретические основы очистки воды фильтрованием через зернистые материалы 233
12.3. Оптимизация режима фильтрования. Расчет загрузки скорых фильтров 249
12.4. Фильтрующие материалы 253
12.5. Расчет скорых фильтров 259
12.6. Промывка скорых фильтров 261
12.7. Распределительные системы скорых фильтров 272
12.8. Современные конструкции скорых фильтров 277
12.9. Обработка воды фильтрованием через осадки 290
12.9.1. Медленные фильтры 290
12.9.2. Намывные фильтры 294

13. КОНТАКТНЫЕ ОСВЕТЛИТЕЛИ 305

13.1. Принцип работы контактных осветлителей 305
13.2. Устройство и расчет контактных осветлителей 306

14. ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЕ ВОДЫ 312

14.1. Методы обеззараживания воды 312
14.2. Хлорирование воды 313
14.3. Электролизные установки для обеззараживания воды . . 324
14.4. Озонирование воды 328
14.5. Обеззараживание воды бактерицидными лучами 332

15. ДЕЗОДОРАЦИЯ ВОДЫ, УДАЛЕНИЕ ТОКСИЧНЫХ ОРГАНИЧЕСКИХ И МИНЕРАЛЬНЫХ МИКРОЗАГРЯЗНЕНИЙ 340

15.1. Общие положения 340
15.2. Дезодорация воды аэрацией 343
15.3. Применение сильных окислителей 346
15.4. Обработка воды активным углем 357
15.5. Окислительно-сорбционный метод обработки воды . . . 363

16. ФТОРИРОВАНИЕ И ДЕФТОРИРОВАНИЕ ВОДЫ . . 367

16.1. Гигиенические нормативы содержания фтора в питьевой воде 367
16.2. Технология фторирования воды 368
16.3. Технология обесфторивания воды 375

17. ОБЕЗЖЕЛЕЗИВАНИЕ ПРИРОДНЫХ И ОБОРОТНЫХ ВОД. ДЕМАНГАНАЦИЯ ВОДЫ 387

17.1. Обезжелезивание природных вод 387
17.2. Обезжелезивание конденсата ТЭС 407
17.3. Обезжелезивание оборотных вод 414
17.4. Обезжелезивание шахтных вод 415
17.5. Демангацация воды 419

18. ПРОЕКТИРОВАНИЕ ВОДООЧИСТНЫХ КОМПЛЕКСОВ ХОЗЯЙСТВЕННО-ПИТЬЕВОГО ВОДОСНАБЖЕНИЯ . . 428

18.1. Основы выбора технологической схемы, сооружений и реагентов 428
18.2. Высотная схема и планировка водоочистных сооружений . 430
18.3. Принципы компоновки водоочистных комплексов . . . 436
18.4. Повторное использование промывной воды и обработка осадка на водоочистных комплексах 441

19. ДЕГАЗАЦИЯ ВОДЫ 446

19.1. Классификация методов дегазации воды, теоретические основы процесса 446
19.2. Физические методы дегазации воды 449
19.3. Химические методы дегазации воды 464

20. УМЯГЧЕНИЕ ВОДЫ 472

20.1. Теоретические основы умягчения воды, классификация методов 472
20.2. Термический метод умягчения воды 474
20.3. Реагентные методы умягчения воды 476
20.4. Технологические схемы и конструктивные элементы установок реагентного умягчения воды 484
20.5. Термохимический метод умягчения воды 489
20.6. Умягчение воды диализом 492
20.7. Магнитная обработка воды 495
20.8. Умягчение воды катионированием 498
20.9. Катиониты и их свойства 502
20.10. Умягчение воды натрий-катионированием 505
20.11. Водород—натрий-катионитовое умягчение воды 512
20.12. Умягчение воды натрий—хлор-ионированием 522
20.13. Умягчение воды аммоний-ионированием 524

20.14. Методы известково-катионитовый и частичного катионирования 528
20.15. Методы глубокого умягчения воды 530
20.16. Катионитовые фильтры, вспомогательные устройства катионитовых установок 533

21. ОПРЕСНЕНИЕ И ОБЕССОЛИВАНИЕ ВОДЫ 540

21.1. Методы опреснения и обессоливания воды, их классификация 540
21.2. Опреснение и обессоливание воды дистилляцией 541
21.3. Ионообменный метод опреснения и обессоливания воды . . 552
21.4. Опреснение воды электродиализом 563
21.5. Газогидратное опреснение воды 571
21.6. Опреснение воды обратным осмосом 574
21.7. Опреснение воды экстракцией 589

22. УДАЛЕНИЕ ИЗ ВОДЫ КРЕМНИЕВОЙ КИСЛОТЫ . . 592

22.1. Основы технологии удаления из воды кремниевой кислоты 592
22.2. Сорбционное обескремнивание воды 593
22.3. Фильтрационное обескремнивание воды 598
22.4. Обескремнивание воды анионитами 599
22.5. Электрохимическое декремнизирование воды 600

23. БОРЬБА С ЗАРАСТАНИЕМ И КОРРОЗИЕЙ ТРУБ И ОБОРУДОВАНИЯ СИСТЕМ ВОДОСНАБЖЕНИЯ 603

23.1. Виды и причины зарастания труб и оборудования. Стабильность воды 603
23.2. Стабилизационная обработка воды 609
23.3. Магнитная и акустическая обработка воды с целью предотвращения образования отложений карбоната кальция . . 615

24. ОБРАБОТКА ОХЛАЖДАЮЩЕЙ ВОДЫ 622

24.1. Причины и виды зарастания труб и охлаждающих аппаратов 622
24.2. Обработка воды для предупреждения накипеобразования в трубопроводах и теплообменных аппаратах 628
24.3. Обработка охлаждающей воды для борьбы с биологическими обрастаниями 649
24.4. Обработка воды для предупреждения коррозии трубопроводов и теплообменных аппаратов 653

25. СПЕЦИАЛЬНЫЕ МЕТОДЫ ОБРАБОТКИ ВОДЫ . . . 656

25.1. Подготовка воды для искусственного обогащения запасов подземных вод 656
25.2. Доочистка сточных вод для технического водоснабжения . 658
25.3. Очистка воды от синтетических поверхностно-активных веществ (ПАВ) 661
25.4. Удаление из воды пестицидов, гербицидов, ихтиоцидов и других веществ 664
25.5. Очистка шахтных вод 664
25.6. Удаление из воды цинка, меди, мышьяка и нитратов . . 670
25.7. Радиационное улучшение качества природных вод . . . 671
25.8. Очистка воды от радиоактивных веществ 672

Литература 678

ПРЕДИСЛОВИЕ

Мировое сообщество, подводя итоги XX столетия, приходит к выводу, что угроза существованию таится не столько в атомной опасности, сколько в катастрофической экологической ситуации. Одно из наиболее серьезных опасений вызывает недостаток питьевой воды, ее качественные изменения, несоответствие санитарно-гигиеническим требованиям, серьезные последствия потребления недоброкачественной питьевой воды для здоровья населения.

В Российской Федерации проблема обеспечения населения доброкачественной питьевой водой остается нерешенной, а в ряде регионов приобретает кризисный характер. Низкий уровень санитарно-эпидемиологического благополучия населения республик Бурятия, Дагестан, Калмыкия, Приморского края, Архангельской, Калининградской, Кемеровской, Курганской, Томской, Ярославской и других областей в значительной степени определяется дефицитом и неудовлетворительным качеством питьевой воды.

Процесс получения и подачи населению кондиционной питьевой воды зависит от ряда факторов, основными из которых являются: состояние источников водоснабжения, состояние централизованных систем питьевой воды, санитарно-техническое состояние водопроводных сетей, уровень лабораторного контроля за качеством воды на всех этапах ее подготовки и подачи населению.

Состояние источников водоснабжения. В общем объеме подаваемой воды 68% занимают поверхностные водоемы. Ухудшение их состояния объясняется рядом причин, и главным образом:

— сокращением годового стока рек (например, Волги на 10%, Дона, Кубани, Терека, Сулака — на 25—40%),

— неудовлетворительным состоянием зон санитарной охраны, в том числе постоянными нарушениями требуемых режимов в этих зонах.

Интенсивным загрязнением открытых водоемов, прежде всего неочищенными сточными водами. В 1994 году из общего ко-

личества 70 км³ количество нормативно очищенных сточных вод составило лишь 9%, 27% сточных вод сбрасывались недостаточно очищенными, а 12% — неочищенными вообще. Зарегистрировано около тысячи аварийных залповых выбросов неочищенных стоков в открытые водоемы. В целом же в 1994 году в открытые водоемы поступило 893 тыс. тонн взвешенных веществ, 19,7 тыс. тонн нефтепродуктов, 160 тыс. тонн азота аммонийного, 55 тыс. тонн фосфора, 48,7 тыс. тонн железа, более 2 тыс. тонн цинка, соединений меди, фенола и т. п. В результате, 30% проб воды поверхностных источников превышает гигиенические нормативы по санитарно-химическим и 24% по бактериологическим показателям. Крайне загрязнены реки: Волга, Дон, Северная Двина, Урал, Уфа, Тобол, река Москва ниже города Москвы, река Упа ниже города Тулы, река Томь, участки реки Белой. Концентрация нефтепродуктов в местах водозабора достигает порой сотен и тысяч ПДК, фенола — 2—7 ПДК, соединений азота — 10—16 ПДК, ионов тяжелых металлов — десятков ПДК. Лишь 1% исходной воды поверхностных источников соответствует первому классу качества, обеспечивающему получение кондиционной питьевой воды при существующих технологиях водоподготовки.

Несмотря на несколько лучшее санитарно-гигиеническое состояние подземных источников в последние годы наблюдается их загрязнение железом, фтором, бромом, бором, марганцем, стронцием и другими микроэлементами. Выявлено около 1200 районов значительного их загрязнения, из них 80% в Европейской части страны; наиболее интенсивные загрязнения обнаружены в Московской, Смоленской, Орловской, Оренбургской, Нижегородской и Тульской областях.

В связи с этим будущий инженер, получающий образование по специальности: «Водоснабжение, водоотведение, рациональное использование водных ресурсов и обезвреживание промышленных стоков», должен иметь четкие представления не только об элементах системы водоснабжения, их значении и взаимосвязи, но и овладеть теоретическими основами процессов и методов улучшения качества воды, приобрести практические навыки по расчету, проектированию и эксплуатации водоочистных сооружений.

Интенсивное развитие промышленности и энергетики, сельского и коммунального хозяйства, значительный рост водопотребления, возросшие требования к качеству воды обусловливают строительство новых систем и сооружений водоснабжения, расширение и реконструкцию существующих. В связи с этим будущий инженер, получающий образование по специальности «Рациональное использование водных ресурсов и обезвреживание промышленных стоков», должен иметь четкие представления не только об отдельных элементах водоснабжения, их значении и взаимосвязи, но и овладеть теоретическими основами процессов и методов улучшения качества воды, приобрести практические навыки по расчету, проектированию и эксплуатации водоочистных сооружений.

В настоящем издании изложены новые методы по улучшению качества воды, сооружения и технологические схемы в соответствии с последними нормативными документами по водоснабжению, в частности СНиП 2.04.02—84, ГОСТ 2874—82 и др.

Наиболее полно изложен материал, связанный с вопросами подготовки воды для питьевых целей, в частности методы и технологические схемы, коагулирование примесей воды; осветление воды в отстойниках с малой глубиной осаждения, флотацией, в поле центробежных сил, на акустических фильтрах; дезодорация; фторирование и обесфторирование; улучшение качества подземных вод. Подробно освещены вопросы подготовки воды для промышленного водоснабжения, например обезжелезивание природных и оборотных вод, технология доочистки сточных вод в целях их использования для технического водоснабжения, обработка воды для борьбы с коррозией и биологическими обрастаниями. Приведены схемы новых водоочистных сооружений, использованы новые типовые проекты.

Настоящая книга является учебным пособием по курсам «Водоснабжение» и «Водоснабжение промышленных предприятий». Она будет полезна также при дипломном и курсовом проектировании.

Авторы выражают признательность рецензентам: академику РЖКА, проф., д. т. н. Репину Б. Н.; доц., к. т. н. Минц О. Д., начальнику Мособлводоканала — Котеленец А. А., а также проф., д. т. н. Кургаеву Е. Ф., проф., д. т. н. Шуберту С. А., проф., д. т. н. Аюкаеву Р. Н., проф., д. т. н. Журбе М. Г. за полезные советы по отдельным разделам книги.

Замечания и предложения читателей, направленные на улучшение учебного пособия, будут приняты авторами с благодарностью.

Авторы

ВВЕДЕНИЕ

Водоснабжение является одной из важнейших отраслей техники, направленной на повышение уровня жизни людей, благоустройство населенных пунктов, развитие промышленности и сельского хозяйства. Снабжение населения кондиционной водой в достаточном количестве имеет важное социальное и санитарно-гигиеническое значение, предохраняет людей от эпидемических заболеваний, распространяемых через воду.

Анализ материалов Международного конгресса «Вода: экология и технология» (Москва, сентябрь 1994 г.) показывает непрекращающийся рост антропогенного воздействия на источники централизованного водоснабжения, подтверждает низкий эффект барьерных функций существующих технологических схем водоподготовки.

Эксплуатирующиеся водоочистные сооружения поверхностных водоисточников построены, как правило, по устаревшим технологическим схемам, предназначенным для кондиционирования природных вод с небольшим техногенным и антропогенным загрязнениями, в настоящее время они не в состоянии обеспечить снабжение потребителей доброкачественной водой, т. к. их барьерные функции в отношении ионов тяжелых металлов, хлорорганических соединений, фенолов, нефтепродуктов, кишечных протозойных и других распространенных загрязнений чрезвычайно малы. Такое положение усугубляется гидравлической перегрузкой многих водоочистных комплексов, отсутствием полного комплекта установок водоочистки на 33% коммунальных и 46% ведомственных водопроводах, обеззараживающих установок на 12% коммунальных и 26,7% ведомственных водопроводах.

По экономическим причинам происходит задержка внедрения новых технологических процессов, в частности, замены предварительного хлорирования озонированием, что привело бы к резкому снижению содержания в воде хлорорганических углеводородов, сорбции на активном угле, флокуляции и ряде других.

Данные о качестве питьевой воды основаны на действующем ГОСТе 2874—82 и ограничены 28 ведущими показателями. Однако нормативно-методическая база действующего ГОСТа не соответствует современным требованиям, предъявляемым к контролю качества питьевой воды. В то же время «Руководство по качеству питьевой воды», изданное Всемирной организацией здравоохранения в 1993 году, предполагает контроль более, чем по 100 показателям. До настоящего времени не утверждены разработанные проекты новых ГОСТа и САНПиНА на питьевую воду, которые учитывают изменения в санитарном состоянии водоисточников, а также требования по контролю за содержанием новых классов загрязнений, опасных в эпидемическом и санитарно-химическом отношениях, дополнительные органолептические показатели. Задержка в принятии новых нормативных документов объективно обусловлена неудовлетворительным состоянием систем водоподготовки и методическими трудностями в осуществлении контроля за качеством воды.

Многие центры Госкомсанэпиднадзора и ПУ Водоканала не имеют необходимого аналитического оборудования и соответствующих методик для выявления специфических загрязнителей природного и антропогенного характера. Такое положение не только затрудняет введение новых нормативных документов, но также исключает возможность комплексной оценки загрязнения воды вредными соединениями и микроорганизмами, что затрудняет принятие соответствующих оздоровительных мер.

Для нужд современных городов, промышленных предприятий и энергохозяйств необходимо огромное количество воды, строго отвечающей по своим качествам требованиям ГОСТа или технологии. Решение этих важных народнохозяйственных задач требует тщательного выбора источников водоснабжения, строительства очистных сооружений. Важной водохозяйственной проблемой является плановое проведение широких комплексных мероприятий по защите от загрязнения почвы, воздуха и воды, оздоровления целых рек и речных бассейнов. Основой этому служит закон об охране природы.

Осуществляемый в стране курс на интенсивное развитие народного хозяйства требует, чтобы в основном средства вкладывались в действующее производство, так как это обеспечивает быструю отдачу, уменьшает срок окупаемости капиталовложений, позволяет получить высокий эффект. Прирост объема производства и подачи воды (услуг по водоотведению) для удовлетворения возрастающих потребностей населения и других потребителей должен идти не только и не столько за счет строительства и освоения новых мощностей, как это имеет место сегодня, сколько за счет повышения эффективности, интенсифи-

кации действующих сооружения и оборудования, технического перевооружения водопроводно-канализационных предприятий на базе достижений научно-технического прогресса.

Первоначально осветление воды производили отстаиванием в отстойниках периодического действия и фильтрованием на медленных фильтрах. В середине XIX в. возникла химическая технология обработки воды в целях ее обеззараживания, а затем стали использовать различные квасцы для коагулирования примесей воды. Это позволило перейти к отстойникам непрерывного действия и скорым фильтрам. В конце XIX в. уже было известно известково-содовое умягчение воды, ее обезжелезивание и обесцвечивание. Однако только в XX в. на основе достижений физической и коллоидной химии, биохимии, физики, гидравлики и общей теории процессов и аппаратов стала интенсивно развиваться технология улучшения качества воды.

Естественные биологические процессы самоочищения водоемов на сегодня недостаточны. Поэтому важное значение в охране водных ресурсов и их рациональном использовании приобретают физико-химические методы улучшения качества воды и обезвреживания стоков, позволяющие повторно использовать воду в технологических процессах, и таким образом снизить нагрузку на водоемы. Применение физико-химической обработки решает проблему использования очищенных сточных вод для нужд технического водоснабжения и создания на этой базе замкнутых циклов.

В вузах послереволюционной России впервые в истории страны были организованы факультеты водоснабжения и канализации, готовившие специалистов по водоснабжению, канализации, очистке и рациональному использованию воды. В настоящее время технология улучшения качества воды стала самостоятельной научно-технической дисциплиной со специализацией по различным отраслям народного хозяйства. Исследования в области очистки воды для промышленности сосредоточены во ВНИИ ВОДГЕО, а в области коммунального хозяйства — в НИИ КВОВ АКХ им. К. Д. Памфилова, а также в институте коллоидной химии и химии воды. Широкие научно-исследовательские работы по очистке воды ведут специальные кафедры инженерно-строительных институтов нашей страны, в частности по кондиционированию подземных вод кафедра «Водоснабжение» МГСУ. Значительный вклад в дело развития и совершенствования технологии улучшения качества воды вносят ведущие проектные организации отрасли, такие, как Союзводоканалпроект, Гидрокоммунводоканалпроект, ЦНИИЭП инженерного оборудования, Теплоэлектропроект и др.

В соответствии с указаниями правительства при проектировании, строительстве и эксплуатации водоочистных комплексов большое внимание уделяется вопросам снижения стоимости строительно-монтажных работ и энергозатрат, экономии металла и дефицитных материалов, улучшению качества строительства и повышению надежности, охране окружающей среды и рациональному использованию воды. Это достигается путем увеличения производительности труда; широкого внедрения комплексной механизации, использования сборных железобетонных конструкций; применения железобетонных, асбестоцементных и пластмассовых труб, путем реконструкции и интенсификации работы существующих сооружений.

В разработку научных основ инженерных вопросов водоочистки внесли свой вклад известные русские ученые и инженеры Н. Е. Жуковский, Н. П. Зимин, В. Г. Шухов и др. В более позднее время их дело продолжили ученые и инженеры Н. Г. Малишевский, В. Т. Турчинович, Л. А. Кульский, С. Х. Азерьер, А. А. Кастальский, И. Э. Апельцин, Д. М. Минц, В. А. Клячко, Е. Ф. Кургаев, В. С. Оводов, С. А. Шуберт, Ю. М. Кузьмин, А. И. Егоров, М. Г. Журба, Р. И. Аюкаев, С. Н. Линевич, А. Н. Фоминых, В. В. Найденко, В. А. Гладков, Г. И. Николадзе, О. Н. Смирнов и др.

1. ПРИРОДНЫЕ ВОДЫ И ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К ИХ КАЧЕСТВУ

1.1. Характеристика источников водоснабжения

Источниками водообеспечения централизованных систем водоснабжения являются подземные и поверхностные воды и атмосферные осадки. К подземным водам относят: подрусловые, грунтовые, межпластовые, артезианские, карстовые, шахтные. Шахтными называют подземные воды, проникающие в выработанное при добыче полезных ископаемых подземное пространство и проходящие через водоотлив шахты. Состав подземных вод определяется условиями их образования и залегания.

К поверхностным относят воды рек, озер, водохранилищ, прудов, каналов, морей. Их состав определяют почвенно-геологические условия; климатические, геоморфологические и антропогенные факторы.

К атмосферным водам относят осадки, выпадающие в виде дождя и снега, аккумулирующиеся в естественных или искусственных емкостях. Их состав определяется чистотой атмосферы, количеством; гидрогеологическими свойствами грунтов бассейна водосбора, способом их накопления и хранения; условиями, сопутствующими их выпадению.

Для технического водоснабжения промышленных предприятий возможно использование доочищенных сточных вод.

Подземные воды характеризуются обычно постоянством состава и температуры, значительной минерализацией, отсутствием минеральных взвесей, низким содержанием органических веществ, присутствием растворенных газов, значительной жесткостью, повышенным содержанием железа и марганца, высокой санитарной надежностью. Часто подземные воды имеют гидравлическую связь с поверхностными, что влечет за собой изменение их химического состава: повышается концентрация органических веществ, кремниевой кислоты; изменяется минерализация, появляется растворенный кислород. С возрастанием глубины залегания увеличивается степень минерализации воды. По О. А. Алекину подземные воды подразделяют:

— по степени минерализации: пресные — до 1 г/л; солоноватые — 1—3 г/л; засоленные — 3—10 г/л; соленые — 10—50 г/л;

— по величине pH: щелочные — 11—14; слабощелочные — 8—10; нейтральные — 7; слабокислые — 4—6; кислые — 1—3;

— по общей жесткости $\left(\frac{\text{мг-экв}}{\text{л}}\right)$: очень мягкие до 1,5; мягкие — 1,5—3; умеренно жесткие — 3—6; жесткие — 6—9; очень жесткие — свыше 9.

Пресные поверхностные воды отличаются значительными колебаниями их состава и температуры в течение года, что объясняется характером их питания (поверхностное и подземное). Они характеризуются наличием диспергированных минеральных, коллоидных и растворенных веществ. СНиП 2.04.02—84 дает следующие классификации поверхностных вод:

— по минерализации: очень малой — до 100 мг/л; малой — 100—200 мг/л; средней — 200—500 мг/л; повышенной — 500—1000 мг/л и высокой — свыше 1000 мг/л;

— по наличию гумусовых (в т.ч. фульвокислот): малоцветные — до 35 град; средней цветности — 35—120 град; высокой цветности — свыше 120 град;

— по количеству взвешенных веществ: маломутные — до 50 мг/л; средней мутности — 50—250 мг/л; мутные — 250—1500 мг/л; высокомутные — свыше 1500 мг/л;

— по степени бактериальной загрязненности (коли-индекс): сильно загрязненные — свыше 10000; загрязненные — более 1000; слабо загрязненные — свыше 100; удовлетворительные — более 10; хорошие — до 3.

В зависимости от категории системы централизованного водоснабжения обеспеченность минимальных среднемесячных расходов воды поверхностных источников должна быть: 1 категория — 95%; 2 категория — 90% и 3 категория — 85%.

Наблюдается определенная закономерность: воды рек Севера характеризуются малой или средней мутностью, высокой цветностью и малым солесодержанием, а реки Юга — высокой мутностью и минерализацией, бесцветностью. Воды поверхностных источников, как правило, имеют значительную бактериальную загрязненность.

Состав природных вод постоянно изменяется в результате протекающих в них процессов оксидации и восстановления, седиментации диспергированных и коллоидных примесей и солей, как следствие изменения давления и температуры; ионообмена между водой и донными отложениями; обогащения вод микроэлементами вследствие биохимических процессов; смешения вод различного питания. В поверхностных водотоках наблюдается

самоочищение воды за счет физических, химических и биологических процессов, чему способствует аэрация, перемешивание, декантация взвесей, разбавление загрязнений в большой массе воды. Под действием простейших водных организмов, микробов—антагонистов, бактериофагов и антибиотиков биологического происхождения, под влиянием биохимических и оксидационных процессов — погибают патогенные бактерии и вирусы. Самоочищение воды, как правило, не обеспечивает необходимого ее качества для производственных и хоз-питьевых целей. Поэтому практически всегда поверхностная вода нуждается в кондиционировании ее свойств с их доведением до требований потребителя.

Хозяйственная деятельность человека существенно влияет на состояние водоисточников как в качественном, так и в количественном отношении. Одним из ее факторов является смыв с сельскохозяйственных угодий химических удобрений и сброс в водоемы недостаточно очищенных сточных вод и вод тепловых и атомных электростанций. Вследствие этого интенсивно развиваются планктон и макрофиты, вызывающие зарастание водоемов, повышение цветности воды, возникновение привкусов и запахов, что ухудшает санитарное состояние водоисточников.

Таким образом, при выборе технологии водоподготовки необходимо определить качество воды источника, т. е. состав и концентрацию содержащихся в ней примесей, а затем сопоставить с предъявляемыми требованиями.

1.2. Влияние примесей воды на ее качество

Природные воды представляют собой сложную многокомпонентную динамическую систему, в состав которой входят: соли (преимущественно в виде ионов, молекул и комплексов), органические вещества (в молекулярных соединениях и в коллоидном состоянии), газы (в виде молекул и гидратированных соединений), диспергированные примеси, гидробионты (планктон, бентос, нейстон, пагон); бактерии и вирусы. Во взвешенном состоянии в природных водах содержатся глинистые, песчаные, гипсовые и известковые частицы, в коллоидном состоянии — различные вещества органического происхождения, кремнекислота, гидроксид железа (III), фульвокислоты, гуматы, в истинно растворенном состоянии — в основном минеральные соли, обогащающие воду ионами.

По О. А. Алекину, химический состав природных вод, под которым понимается сложный комплекс минеральных и органических веществ в разных формах ионо-молекулярного и коллоидного состояния, подразделяется на пять групп: главные ионы, содержащиеся в наибольшем количестве (натрий Na^+, калий K^+, кальций Ca^{2+}, магний Mg^{2+}, сульфаты SO_4^{2-}, карбонаты CO_3^{2-}, хлориды Cl^-, гидрокарбонаты HCO_3^-); растворенные газы (азот N_2, кислород O_2, оксид углерода CO_2, сероводород H_2S и др.); биогенные элементы (соединения фосфора, азота, кремния); микроэлементы — соединения всех остальных химических элементов; органические вещества.

Размеры взвешенных веществ варьируются от коллоидных до грубодисперсных частиц (табл. 1.1).

Таблица 1.1.

Взвешенные вещества	Размер	Гидравлическая крупность, мм/с	Время осаждения частиц на глубину 1 м
Коллоидные частицы	2×10^{-4}—1×10^{-6}	7×10^{-6}	4 года
Тонкая глина	1×10^{-3}—5×10^{-4}	7×10—17×10^{-5}	0,5—2 мес.
Глина	27×10^{-4}	5×10^{-3}	2 сут.
Ил	5×10^{-2}—27×10^{-3}	1,7—0,5	10—30 мин.
Песок:			
мелкий	0,1	7	2,5 мин.
средний	0,5	50	20 с
крупный	1,0	100	10 с

Л. А. Кульским предложена классификация примесей воды, основанная на их фазовом состоянии и дисперсности. *Примеси воды разделены на четыре группы.*

Примеси первой группы проникают в воду вследствие эрозии слагающих ложе водоема пород и смыва с поверхности почв. Они представляют собой нерастворимые в воде суспензии и эмульсии (а также планктон и бактерии), кинетически неустойчивые и находящиеся во взвешенном состоянии, благодаря гидродинамическому воздействию водного потока. В состоянии покоя эти примеси выпадают в осадок.

Примеси второй группы представляют собой гидрофобные и гидрофильные органические и минеральные коллоидные частицы, вымытые водой из грунтов и почв, а также нерастворимые и недиссоциированные формы гумусовых веществ, детергенты и вирусы, которые по своим размерам близки к коллоидным примесям.

Примеси третьей группы — это молекулярно-растворенные вещества (органические соединения, растворимые газы и т. п.).

Примеси четвертой группы представляют собой вещества,

диссоциированные на ионы. В результате процесса гидратации кристаллическая структура этих веществ разрушается. Устойчивость образующихся гидрооксидов металлов прямо пропорциональна их заряду и обратно пропорциональна радиусу.

Концентрация отдельных примесей в воде определяет ее свойства, т. е. качество. Различают показатели качества воды физические (температура, взвешенные вещества, цветность, запах, вкус и др.), химические (жесткость, щелочность, активная реакция, окисляемость, сухой остаток и др.), биологические (гидробионты) и бактериологические (общее количество бактерий, коли-индекс и др.).

Для определения качества воды производят физические, химические, бактериологические, биологические и технологические анализы в наиболее характерные для данного водоисточника периоды года.

Из веществ, диссоциирующих в водных растворах на ионы, в воде растворяется большинство минеральных солей, кислот и гидроксидов. Наиболее часто в природных водах встречаются гидрокарбонаты, хлориды и сульфаты щелочно-земельных и щелочных металлов, в меньшей мере — их нитраты, нитриты, силикаты, фториды, фосфаты и др.

Значительным поставщиком органических веществ в природную воду является почвенный гумус, продукты жизнедеятельности и разложения растительных и животных организмов, сточные воды бытовых и промышленных предприятий.

Наличие в воде взвешенных веществ свидетельствует о ее загрязненности твердыми нерастворимыми примесями — частичками глины, песка, ила, водорослей и другими веществами минерального или органического происхождения.

Загрязненность воды микроорганизмами зависит от происхождения и характера источника. Наиболее чистыми в этом отношении являются артезианские воды, но и они могут загрязняться вследствие транспортирования их по трубам и нарушения санитарного режима в местах водозабора. Особенно подвержены загрязнению микроорганизмами поверхностные воды, поэтому использование их в неочищенном виде всегда представляет большую опасность в связи с возможностью возникновения и распространения инфекционных заболеваний.

Из растворенных в природных водах газов существенное влияние на их свойства оказывают: оксид углерода (IV), кислород, сероводород, метан, азот. Их содержание в воде определяется природой и парциальным давлением газа, составом водной среды, температурой. Рассмотрим более подробно влияние газов и других примесей воды на ее свойства.

Кислород, оксид углерода, сероводород придают воде при определенных условиях коррозионные свойства по отношению к металлам и бетону. Кислород попадает в воду при ее контакте с воздухом. В артезианских водах кислород отсутствует, а в поверхностных водах содержание кислорода меньше теоретического за счет потребления его различными организмами, брожения, гниения органических остатков и т. п. Резкое снижение содержания кислорода в воде указывает на ее загрязнение.

Растворимость в воде кислорода, оксида углерода, азота, метана и др. газов при p=0,1016 МПа приведена в табл. 1.2.

Таблица 1.2.

ГАЗ	ТЕМПЕРАТУРА ВОДЫ								
	0	10	20	30	40	50	60	80	100
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Растворимость, мг/л									
O_2	14,6	11,3	9,1	7,5	6,5	5,6	4,8	2,9	0,0
CO_2	3,37	2,36	1,72	1,32	1,05	0,87	0,72	0,55	—
Растворимость, % по массе									
H_2S	0,66	0,54	0,44	0,35	0,28	—	—	—	—
SO_2	—	13,3	9,4	7,2	5,5	4,3	3,1	2,1	0,0
CO_2	0,33	0,23	0,17	0,13	0,10	0,08	0,07	—	—
Cl_2	1,44	0,95	0,71	0,56	0,45	0,38	0,32	0,22	0,0
ClO_2	2,76	6,01	8,7 при 15,3°С	—	—	—	—	—	—
Растворимость, см³/л, приведенная к °С									
O_2	48,9	38,0	31,0	26,1	23,1	20,9	19,5	17,6	17,0
O_3	17,4	14,6	9,2	4,7	2,0	0,5	0,0	—	—
N_2	23,3	18,3	15,1	12,8	11,0	9,6	8,2	5,1	0,0
CH_4	55,6	41,8	33,1	27,6	23,7	21,3	19,5	17,7	17,0

Азот в природные воды проникает из воздуха, при разложении органических остатков, а также при восстановлении соединений азота динитрифицирующими бактериями. Растворимость азота в воде (табл. 1.2) значительно меньше, чем кислорода, но в связи с его высоким парциальным давлением в воздухе, в природных водах азота больше, чем кислорода. Образующийся в воде в процессе гниения растений аммиак оказывает влияние на технологию хлорирования воды.

Метан в природных водах, используемых для централизованного водоснабжения, обычно присутствует в незначительных

количествах. Однако, в подземных водах газонефтеносных районов и в болотных водах содержание метана доходит до 50 мг/л. При концентрации метана в воздухе 5,3—14% возникает взрывоопасная ситуация. Растворимость метана в воде приведена в табл. 1.2.

Оксид углерода (IV) присутствует во всех природных водах от нескольких мг/л (поверхностные воды) до сотен мг/л (подземные и шахтные воды). Оксид углерода (IV) в сочетании с гидрокарбонатами обусловливает буферные свойства воды. Угольная кислота встречается в природных водах в форме недиссоциированных молекул H_2CO_3, гидрокарбонатных HCO_3^- и карбонатных CO_3^{2-} ионов. Форму содержащейся в воде угольной кислоты, диссоциирующей ступенчато, можно определить по константам диссоциации. Последние рассчитывают обычно на общее содержание CO_2 и H_2CO_3. Для этого необходимо знать значения констант и концентрации любых двух ионов, входящих в уравнение диссоциации:

$$H_2CO_3 \rightleftarrows H^+ + HCO_3^-$$

$$HCO_3^- \rightleftarrows H^+ + CO_3^{2-}$$

$$K_1 = \frac{[H^+] + [HCO_3^-]}{[H_2CO_3]}$$

$$K_2 = \frac{[H^+] + [CO_3^{2-}]}{[HCO_3^-]}$$

(при 25 °C $K_1 = 4{,}45 \cdot 10^{-7}$, $K_2 = 5{,}6 \cdot 10^{-11}$).

Количественные соотношения между H_2CO_3, CO_2, HCO_3^- и CO_3^{2-} определяются значениями pH воды (табл. 1.3).

Угольная кислота может находиться в свободном и в связанном состояниях. Под свободной угольной кислотой понимают сумму $H_2CO_3 + CO_2$. Поскольку в природных водах концентрация недиссоциированных молекул угольной кислоты H_2CO_3 составляет лишь доли процента от общего количества свободной угольной кислоты, в качестве последней без заметной погрешности принимают концентрацию CO_2.

В воде поверхностных источников содержание CO_2 не превышает 20—30 мг/л, в подземных неминерализованных водах — 90 мг/л. В подземных водах CO_2 появляется в результате процессов разложения органических соединений, а также в результате биохимических процессов.

Повышенное содержание свободной угольной кислоты в воде обычно наблюдается при очистке природных вод коагулированием, поскольку введение каждого миллиграмма безводных $Al_2(SO_4)_3$ или $FeCl_3$ сопровождается выделением 0,8 мг CO_2:

$$Al_2(SO_4)_3 + 3Ca(HCO_3)_2 = 2Al(OH)_3\downarrow + 3CaSO_4\downarrow + 6CO_2\uparrow$$

Связанная угольная кислота входит в состав гидрокарбонатов и карбонатов. В природных водах содержание карбонатов обычно невелико, за исключением содовых вод и зависит от растворимости карбоната кальция. Поэтому под связанной угольной кислотой понимают кислоту, входящую в состав гидрокарбонатов. Содержание их в воде обусловливает так называемый щелочной резерв (щелочность) воды.

Таблица 1.3.

Форма соединения	Значения pH								
	4	5	6	7	8	9	10	11	12
	Содержание, % при 25°C								
$CO_2 + H_2CO_3$	100	95	70	20	2	—	—	—	—
HCO_3^-	—	5	30	80	98	95	70	17	2
CO_3^{2-}	—	—	—	—	—	5	30	83	98
H_2S	99,9	98,9	91,8	52,9	10,1	1,1	0,0	—	—
HS^-	0,1	1,1	8,2	47,1	89,9	98,9	99,9	—	—
S^{2-}	—	—	—	—	—	0,01	0,1	—	—
H_2SiO_3	—	100	99,9	99,0	90,9	50,0	8,9	0,8	—
$HSiO_3^-$	—	—	0,1	1,0	9,1	50,0	91,0	98,2	—
SiO_3^{2-}	—	—	—	—	—	—	0,1	1,0	—

Различные формы угольной кислоты в водных растворах связаны так называемым динамическим углекислотным равновесием

$$CO_2 + H_2O \rightleftarrows H_2CO_3 \rightleftarrows H^+ + HCO_3^- \rightleftarrows 2H^+ + CO_3^{2-}$$

При наличии ионов Ca^{2+} углекислотное равновесие выражается уравнением

$$Ca^{2+} + 2HCO_3^- \rightleftarrows CaCO_3 + CO_2 + H_2O$$

По закону действующих масс константа равновесия этой реакции

$$K_1 = \frac{[CaCO_3]\,[CO_2]\,[H_2O]}{[Ca^{2+}]\,[HCO_3^-]^2}.$$

Если учесть, что концентрация $[H_2O]$ и $[CaCO_3]$ — постоянные величины и могут быть введены в константу, а $[Ca^{2+}] = 2[HCO_3^-]$, то $K_2 = \frac{[CO_2]}{[HCO_3^-]}$.

Из этого выражения видно, что ионы HCO_3^- существуют в растворе только при наличии свободной угольной кислоты. Часть свободной угольной кислоты, находящейся в равновесии с гидрокарбонатами, называется равновесной. Она как бы связана с гидрокарбонатами и поэтому не вступает в химические реакции.

Избыточная свободная угольная кислота в отличие от равновесной, очень активна и называется агрессивной. Однако, не вся избыточная свободная угольная кислота агрессивна. Часть ее, действуя на карбонат кальция, превращает его в гидрокарбонат, а другая часть переходит в равновесную угольную кислоту для удержания в растворе вновь образовавшегося гидрокарбоната.

В водах открытых водоемов из-за низкого содержания в атмосферном воздухе присутствие агрессивной угольной кислоты маловероятно. В подземных водах, наоборот, ее содержание иногда бывает весьма значительным.

При увеличении концентрации гидрокарбоната кальция в воде количество равновесной угольной кислоты значительно повышается. Поэтому вероятность наличия агрессивной угольной кислоты для мягких вод больше, чем для жестких.

Увеличение степени минерализации воды приводит к уменьшению в ней количества свободной угольной кислоты, необходимой для поддержания углекислотного равновесия. Это обусловливает большую агрессивность воды, содержащей много солей, при равном содержании свободной угольной кислоты.

Особенно благоприятные условия для накопления агрессивной угольной кислоты создаются в период весеннего паводка, когда из-за высокой мутности или цветности очищаемой воды приходится вводить повышенные дозы коагулянта.

Агрессивные свойства угольной кислоты объясняются ее способностью взаимодействовать с карбонатными породами и переводить их в растворимые в воде гидрокарбонаты

$$CaCO_3 + CO_2 + H_2O \rightleftarrows Ca(HCO_3)_2,$$

а также некоторым снижением pH среды, в результате чего усиливается электрохимическая коррозия металлов, например, железа.

Действие агрессивной угольной кислоты на бетон состоит в растворении карбоната кальция, образующегося при твердении цемента и переходе его в хорошо растворимый гидрокарбонат.

$$\left.\begin{aligned} &2Ca_3SiO_5 + 6H_2O = Ca_3Si_2O_7 \cdot 3H_2O + 3Ca(OH)_2 \\ &Ca(OH)_2 + CO_2 = CaCO_3 + H_2O \end{aligned}\right\} \text{Твердение}$$

$$CaCO_3 + CO_2 + H_2O = Ca(HCO_3)_2 \qquad \text{Коррозия}$$

Растворение карбоната кальция нарушает равновесие и приводит к разложению других компонентов цемента. Аналогично действует угольная кислота на металлические трубы. Вначале в ней растворяются карбонаты, являющиеся составной частью ржаво-карбонатных отложений в водопроводной сети, затем материал труб подвергается электрохимической коррозии с образованием новых отложений.

Присутствие в воде агрессивной угольной кислоты может ухудшать работу очистных сооружений за счет усиленного зарастания отстойников сине-зелеными водорослями и засорения фильтров пузырьками газа.

Об агрессивности или стабильности воды по отношению к металлу или бетону можно судить по концентрации агрессивной углекислоты. О стабильности воды по методу Ланжелье судят по соотношению pH исходной воды и pH равновесного насыщения воды карбонатом кальция. Последнее находят по результатам химического анализа из выражения

$$pH_s = pK_2 - pПР_{CaCO_3} - \lg(Ca^{2+}) - \lg(Щ) + 2{,}5\mu^{0{,}5} + 7{,}6,$$

где K_2 — константа второй ступени диссоциации угольной кислоты; $ПР_{CaCO_3}$ — произведение растворимости карбоната кальция; (Ca^{2+}) и (Щ) — содержание кальция и щелочность воды; μ — ионная сила раствора, зависящая от общего солесодержания; p — символ отрицательного логарифма.

При pH меньше pH_s — вода содержит агрессивную углекислоту и разрушающе действует на металлы и бетон, при pH больше pH_s — вода способна к отложению карбоната кальция.

Таким образом, присутствие в природных водах углекислоты существенно влияет на их качество.

Сероводород встречается в основном в подземных водоисточниках, образуясь в результате процессов восстановления и раз-

ложения некоторых минеральных солей (гипса, серного колчедана и др.). В поверхностных водах он почти не встречается, так как легко окисляется. Появление его в поверхностных источниках может быть следствием протекания гнилостных процессов или сброса неочищенных сточных вод.

В зависимости от величины pH кроме газообразного растворенного H_2S в воде могут присутствовать ионы HS^- и S^{2-}. Соотношение форм сероводорода при различных pH воды приведено в табл. 1.3.

Форму сероводорода можно определить также по константам его диссоциации:

$$H_2S \rightleftarrows H^+ + HS^-$$

$$HS^- \rightleftarrows H^+ + S^{2-}$$

$$K_1 = \frac{[H^+][HS^-]}{[H_2S]}$$

$$K_2 = \frac{[H^+][S^{2-}]}{[HS^-]}$$

(при 25° С $K_1 = 6 \cdot 10^{-8}$, $K_2 = 1 \cdot 10^{-14}$).

Наличие в воде сероводорода придает ей неприятный запах, ощущаемый уже при его концентрации 0,5 мг/л, интенсифицирует процесс коррозии трубопроводов и вызывает их зарастание вследствие развития серобактерий.

Взвешенные вещества попадают в воду в результате смыва твердых частичек (глины, песка, лесса, илистых веществ) верхнего покрова земли дождями или талыми водами во время весенних и осенних паводков, а также в результате размыва русел рек. Наименьшая мутность водоемов наблюдается зимой, когда они покрыты льдом, наибольшая — весной в период паводка, а также летом вследствие выпадания дождей, таяния снега в горах и развития мельчайших плавающих живых организмов и водорослей. Повышение мутности воды может быть вызвано выделением некоторых карбонатов, гидроксидов алюминия, марганца, высокомолекулярных органических примесей гумусового происхождения, появлением фито- и зоопланктона, окислением соединений железа (II) кислородом воздуха, сбросом неочищенных производственных сточных вод и др.

Взвешенные вещества имеют различный гранулометрический состав, который характеризуется гидравлической крупностью, выражаемой как скорость осаждения частичек при температуре 10° С в неподвижной воде (табл. 1.1).

На территории России зона водоемов с содержанием взвешенных веществ менее 50 мг/л соответствует географическим зонам тундры и тайги. В степных районах содержание взвешенных веществ в реках достигает 150—500 мг/л. Наибольшей мутностью характеризуются воды рек, вытекающих из гор Кавказа и Средней Азии. На территории России самую высокую среднегодовую мутность имеет вода реки Аксай — 11,7 г/л.

Наличие в воде взвешенных веществ препятствует использованию ее для хозяйственно-питьевых целей, в теплоэнергетике, на заводах для приготовления пищевых продуктов, при производстве бумаги, тканей, кинопленки и пр. Согласно ГОСТ 2874—82, мутность питьевой воды по стандартной шкале должна составлять не более 1,5 г/л.

Органические вещества, присутствующие в природных водах, влияют на органолептические показатели их качества. Самыми значительными поставщиками органических веществ в природную воду являются почвенный и торфяной гумус, продукты жизнедеятельности и разложения растительных и животных организмов, сточные воды бытовых и промышленных предприятий. Для технологии очистки воды наибольший интерес представляют гумусовые вещества, окрашивающие природные воды в различные оттенки желтого и бурого цветов. Гумусовые вещества представляют собой высокомолекулярные соединения, содержащие плоские сетки циклически полимеризованного углерода и боковые цепи линейно полимеризованного углерода с атомными (H, O и др.) и функциональными (—OH, —COOH) группами. Они разделяются на гуминовые, ульминовые, креновые, апокреновые (фульвокислоты) и другие кислоты, а также их растворимые в воде соли.

Гуминовые и фульвокислоты могут находиться в почве в свободном состоянии, в виде солей с катионами щелочных и щелочно-земельных металлов, комплексных и внутрикомплексных соединений с железом, алюминием, марганцем, медью и, наконец, в виде адсорбционных органо-минеральных соединений.

Наземная растительность, высшие водные растения, актиномицеты и фитопланктон выделяют бесцветные или окрашенные, без запаха или с запахом вещества, часть из которых превращается в гумусовые соединения.

Для водоемов особую опасность представляют сточные воды, в составе которых есть белки, жиры, углеводы, органические кислоты, эфиры, спирты, фенолы, нефть и др.

Степень окраски природных вод, выражаемая в градусах платиново-кобальтовой шкалы, называется *цветностью.* Наибольшую цветность имеют природные поверхностные воды рек и озер, расположенных в зонах торфяных болот и заболочен-

ных лесов, наименьшую — в лесостепных и степных зонах. Зимой содержание органических веществ в природных водах минимальное, однако в период половодья и паводков, а также летом в период массового развития водорослей — «цветения» водоемов — оно повышается.

Наличие в воде органических веществ резко ухудшает ее органолептические показатели, вызывая различного рода запахи (землистый, гнилостный, рыбный, болотный, аптечный, камфорный, запах нефтепродуктов, хлорфенольный и т. д.), повышает цветность, вспениваемость, оказывает неблагоприятное действие на организм человека и животных.

Главнейшие ионы, присутствующие в природных водах: Na^+, K^+, Ca^{2+}, Mg^{2+}. Mn^{2+}, Fe^{2+}, H^+, Cl^-, HCO_3^-, SO_4^{2-}, OH^-, CO_3^{2-}, F^-, NO_3^{2-}. Br^-, BO_2^{2-}, HS^-, HSO_4^-, $HSiO_3^-$, существенно влияют на их качество.

В природных водах в большом количестве присутствует семь основных ионов. О. А. Алекин предложил классифицировать природные воды в зависимости от преобладающего аниона. Согласно этой классификации, *природные воды делят на три больших класса: гидрокарбонатные (и карбонатные), сульфатные и хлоридные.*

Каждый класс по преобладающему катиону (Ca^{2+}, Mg^{2+}, $Na^+ + K^+$) делят на три группы: кальциевую, магниевую и натриевую. В свою очередь, в группах различают три типа вод, определяемых следующим соотношением:

$$\text{I} — HCO_3^- > Ca^{2+} + Mg^{2+};\ \text{II} — HCO_3^- < Ca^{2+} + Mg^{2+} <$$
$$< HCO_3^- + SO_4^{2-};\ \text{III} — HCO_3^- + SO_4^{2-} < Ca^{2+} + Mg^{2+}.$$

Использование этой классификации позволяет выяснить происхождение природных вод и охарактеризовать их свойства.

По содержанию ионов (солей) в воде определяют общую степень ее минерализации M

$$M = \Sigma_{кат} + \Sigma_{анион},$$

где $\Sigma_{кат}$ — сумма катионов, мг/л; $\Sigma_{ан}$ — сумма анионов, мг/л.

Для проверки правильности вычисления степени минерализации природной воды результаты пересчитывают в миллиграмм-эквиваленты на литр. При этом суммы концентраций в воде катионов и анионов должны быть равными:

$$\frac{Ca^{2+}}{20,04} + \frac{Mg^{2+}}{12,16} + \frac{Na^+}{23,0} + \frac{K^+}{39,0} + \ldots =$$

$$= \frac{SO_4^{2-}}{48,03} + \frac{Cl^-}{35,46} + \frac{HCO_3^-}{61,03} + \frac{SiO_3^{2-}}{38,03} + \ldots$$

В таком балансовом уравнении необходимо учитывать содержание всех ионов, концентрация которых превышает 0,01 мг-экв/л. Хорошо выполненным считается анализ при расхождении между суммами в правой и левой частях уравнения ±1%; вполне допустимым — при расхождении ±2—3% (при малой степени минерализации). Если погрешность превышает 5%, а при значительной степени минерализации 3%, то анализ следует считать неточным. Погрешность анализа П рассчитывают по формуле

$$П = \frac{\Sigma_{ан} - \Sigma_{кат}}{\Sigma_{ан} + \Sigma_{кат}} \cdot 100,$$

где $\Sigma_{ан}$, $\Sigma_{кат}$ — соответственно суммы эквивалентных концентраций анионов и катионов.

О содержании в природных водах солей можно судить по количеству сухого остатка и потере массы при прокаливании. Сухой остаток, образующийся при выпаривании определенного объема воды, предварительно профильтрованной через бумажный фильтр, состоит из минеральных солей и нелетучих органических соединений. Количество органических соединений в сухом остатке воды определяют по потере его массы при прокаливании.

Основными химическими примесями речных вод, содержащих до 500—600 мг/л растворенных солей, являются ионы Ca^{2+}, Mg^{2+}, Na^+, HCO_3^-, SO_4^{2-}, Cl^-. Маломинерализованные воды рек содержат преимущественно ионы Ca^{2+} и HCO_3^-. По мере повышения степени минерализации речных вод содержание в них ионов Na^+, SO_4^{2-}, Cl^- увеличивается, а относительное содержание ионов Ca^{2+} уменьшается, поскольку $CaCO_3$ и $CaSO_4$ осаждаются из-за малой растворимости (растворимость $CaCO_3$ составляет 0,013, $CaSO_4$ — 2,020 г/л). Вследствие лучшей растворимости $MgCO_3$ и $MgSO_4$ ионы Mg^{2+} могут содержаться в больших концентрациях.

Подземные воды разнообразны по химическому составу. Степень их минерализации зависит от условий залегания водоносного горизонта и колеблется от 100—200 мг/л до нескольких граммов на литр. В пресных артезианских водах преобладают ионы Ca^{2+} и HCO_3^-. По мере повышения степени минерализации подземных вод возрастает относительное содержание ионов Na^+, SO_4^{2-}, Cl^-. Содержание солей в водах океанов и некоторых морей достигает 50 г/кг и более. Основными химичес-

кими примесями морских вод являются ионы Na^+ и Cl^-, составляющие в сумме около 30 г/кг. Содержание солей в водах внутренних морей значительно меньше. Например, в воде Каспийского моря солей содержится около 13, Черного — около 16, Балтийского — около 7,5 г/кг.

Большое количество растворенных в воде солей ухудшает вкусовые качества воды, в результате чего она может приобретать соленый, горький, сладкий и кислый вкус, а также различные привкусы. Порог вкусового восприятия солевых добавок в воде характеризуется следующими концентрациями:

$NaCl$ — 165, $CaCl_2$ — 470, $MgCl_2$ — 135, $MnCl_2$ — 1,8,

$FeCl_2$ — 0,35, $MgSO_4$ — 250, $CaSO_4$ — 70, $MnSO_4$ — 15,7,

$FeSO_4$ — 1,6, $NaHCO_3$ — 450 мг/л.

Ионы Na^+ и K^+ попадают в природные воды в результате растворения коренных пород. Так, большое количество Na^+ поступает в воду в результате растворения залежей $NaCl$. Преобладание ионов Na^+ над ионами K^+ в природных водах объясняется большим поглощением калия почвами и извлечением его из воды растениями.

Ионы Ca^{2+} и Mg^{2+} присутствуют во всех минерализованных водах. Их источником являются природные залежи известняков, гипса и доломитов. В маломинерализованных водах больше всего ионов Ca^{2+}. С увеличением степени минерализации воды содержание ионов Ca^{2+} быстро падает и редко превышает 1 г/л. Содержание же ионов Mg^{2+} в минерализованных водах может достигать нескольких граммов, а в соленых озерах — нескольких десятков граммов на 1 л воды. Ионы Mg^{2+} и Ca^{2+} обусловливают жесткость воды.

Общая жесткость воды представляет собой сумму карбонатной (временной) и некарбонатной (постоянной) жесткости.

Карбонатная жесткость обусловлена присутствием в воде в основном гидрокарбонатов кальция и магния, она почти полностью устраняется при кипячении воды. Гидрокарбонаты при этом распадаются с образованием угольной кислоты; в осадок выпадает карбонат кальция и гидроксид магния.

Некарбонатная жесткость обусловлена присутствием кальциевых и магниевых солей серной, соляной и азотной кислот и при кипячении не устраняется. Хотя ионы Mg^{2+} и Ca^{2+} и не приносят особого вреда живым организмам, однако, наличие их в воде в большом количестве нежелательно, поскольку такая вода непригодна для хозяйственных нужд. В жесткой воде увеличивается расход мыла при стирке белья, медленно развариваются мясо и овощи. Жесткая вода непригодна и для систем оборотного водоснабжения, для питания паровых котлов и пр.

Ионы Mn^{2+}, Fe^{2+}, Fe^{3+} в истинно растворенном состоянии находятся в очень небольших концентрациях. Большая часть железа и марганца в природных водах содержится в виде коллоидов и суспензий. В подземных водах преобладают соединения железа и марганца в виде гидрокарбонатов, сульфатов и хлоридов, в поверхностных — в виде органических комплексных соединений (например, гуминовокислых) или в виде высокодисперсной взвеси.

В поверхностных водах средней полосы России содержится от 0,1 до 1 мг/л железа и от 0 до 0,05 мг/л марганца, в подземных водах содержание железа часто превышает 15—20 мг/л, концентрация марганца колеблется в пределах 0,5—3 мг/л. Железо и марганец придают воде неприятную красновато-коричневую или черную окраску, ухудшают ее вкус, вызывают развитие железобактерий, отложение осадка в трубопроводах и их засорение. Избыток железа в организме увеличивает риск инфарктов, длительное употребление человеком железосодержащей воды вызывает заболевание печени, оказывает негативное влияние на репродуктивную функцию организма. Марганецсодержащие воды отличаются вяжущим привкусом, окраской, оказывают элебриотоксическое и гонадотоксическое воздействие на организм человека.

Бор в питьевой воде в концентрации выше 0,5 мг/л негативно воздействует на человека, ухудшая обмен веществ и вызывая заболевание печени и желудочно-кишечного тракта.

Бром в питьевой воде при содержании свыше 0,2 мг/л уменьшает скорость проведения импульса по нервным волокнам, отрицательно сказывается на функции печени и почек, обусловливает снижение калия в крови и увеличивает содержание азота в мочевине.

Соединения азота встречаются в природной воде в виде ионов NO_2^-, NO_3^- и NH_4^+. Появление этих ионов в природных водах связано с разложением различных сложных органических веществ животного и растительного происхождения, а также с разложением белковых веществ, попадающих в водоемы с бытовыми сточными водами.

Нитраты содержатся главным образом в поверхностных водах (до 0,001—0,003 мг/л), *нитриты* — в артезианских (десятые доли миллиграмма в литре). При использовании питьевой воды с нитратами в количестве свыше 45 мг/л в организме человека синтезируются нитрозамины, способствующие образованию злокачественных опухолей, перерастающих в рак желудка,

у детей возникает заболевание водно-нитратной метгемоглобинемией (нарушение окислительной функции крови).

Конечный продукт разложения белковых веществ — аммиак. Наличие в воде аммиака растительного или минерального происхождения не опасно в санитарном отношении. Если же аммиак образуется в результате разложения белка сточных вод, такая вода непригодна для питья. Содержание азота аммонийных солей в речной воде в зависимости от степени ее загрязнения колеблется от 0 до 1 мг/л.

Кремний присутствует в природных водах в виде ионов, молекул и коллоидных частичек. Форма содержания кремниевой кислоты в воде зависит от многих факторов и, в первую очередь, от ее ионного состава и значения pH (табл. 1.3).

Кремниевая кислота H_2SiO_3 диссоциирует в две стадии:

$$H_2SiO_3 \rightleftarrows H^+ + HSiO_3^-$$

$$HSiO_3 = H^+ + SiO_3^{2-}$$

$$K_1 = \frac{[H^+][HSiO_3^-]}{[H_2SiO_3]}$$

$$K_2 = \frac{[H^+][SiO_3^{2-}]}{[HSiO_3^-]}$$

(при 25 °C $K_1 = 1 \cdot 10^{-10}$; $K_2 = 2 \cdot 10^{-12}$).

Содержание кремния в природных водах в пересчете на SiO_3^{2-} — обычно достигает 0,6—40 мг/л и лишь в отдельных случаях может повышаться до 65 мг/л. Кремниевая кислота не вредна для здоровья, однако, повышенное содержание ее в воде делает воду непригодной для питания паровых котлов из-за образования силикатной накипи.

Содержание ионов SO_4^{2-} и Cl^- в природных водах колеблется в широких пределах (от долей миллиграмма до нескольких граммов на литр) и обусловлено вымыванием солесодержащих пород или сбросом в водоемы промышленных и бытовых сточных вод. Наличие в воде более 350 мг/л хлоридов или 500 мг/л сульфатов придает ей солоноватый привкус и приводит к нарушению функционирования пищеварительной системы у людей. Вода с большим содержанием ионов SO_4^{2-} и Cl^- имеет также повышенную коррозионную активность, более высокую некарбонатную жесткость, разрушающе действует на железобетонные конструкции.

Под *общей щелочностью воды* подразумевается сумма содержащихся в воде гидроксильных ионов OH^- и анионов слабых кислот, например, угольной (HCO_3^-, CO_3^{2-}). Поскольку в большинстве природных вод преобладают карбонаты, обычно различают лишь *гидрокарбонатную* и *карбонатную щелочность*. При некоторых приемах обработки воды и при pH>8,5 возникает *гидратная щелочность*.

Общую щелочность воды Щ можно выразить уравнением

$$Щ = [HCO_3^-] + 2[CO_3^{2-}] + [OH^-] + [BO_2^-] + [HPO_4^-] + 2[HPO_4^{2-}] + 3[PO_4^{3-}] + [HS^-] + [HSiO_3^-] + [гуматы] - [H^+]$$

Этот показатель, определяющий буферную емкость природных вод, имеет большое значение в химической технологии водоподготовки.

Гидрокарбонаты наиболее распространены в природных водах. Для поддержания высоких концентраций ионов HCO_3^- необходимо большое количество CO_2. В поверхностных водах это не реально, поэтому в реках и пресных озерах содержание HCO_3^- редко превышает 250 мг/л (например, в р. Урал — 122 мг/л, в р. Волга — 144, в р. Дон — 158,5, в р. Судогда — 433 мг/л).

Соединения фосфора встречаются в природных водах в виде суспендированных частиц минерального и органического происхождения, в виде ионов ортофосфорной кислоты или сложного органического комплекса. В природных водах соединения фосфора присутствуют в малых количествах, но оказывают существенное влияние на водную растительность. Концентрация соединений фосфора в питьевой воде не регламентирована.

Фтор в природных водах содержится до 12 мг/л (артезианские воды) и более. Однако, подавляющее большинство источников централизованного водоснабжения в нашей стране характеризуется содержанием фтор-иона до 0,5 мг/л. Фтор является активным в биологическом отношении микроэлементом, содержание которого в питьевой воде во избежание кариеса или флюороза зубов должно быть 0,7—1,5 мг/л.

Иод в природных водах находится в ничтожно малых количествах. Он является очень важным биологическим микроэлементом, содержание которого в питьевой воде не должно быть менее 10^{-8} мг/л во избежание эндемического зоба.

Стронций в концентрации свыше 7 мг/л вызывает уровскую болезнь, рахит, ломкость костей.

Кадмий в питьевой воде при содержании свыше 0,001 мг/л вызывает болезнь «Итай-итай».

При избытке ртути в питьевой воде (свыше 0,0005 мг/л) возникает болезнь Минамата.

Цинк в концентрациях свыше 5,0 мг/л угнетает окислительные процессы в организме, вызывает анемию.

Медь в питьевой воде, в концентрации свыше 1 мг/л вызывает заболевание печени, гепатит и анемию.

Молибден при содержании в питьевой воде свыше 0,25 мг/л вызывает подагру и молибденовую болезнь.

Допустимые концентрации некоторых микроэлементов в хозяйственно-питьевой воде установлены ГОСТ 2874—82 и СанПиН 4630—88.

В состав природных вод могут входить также ионы радиоактивных элементов, поступающих в воду в результате вымывания радиоактивных минералов или в результате испытаний атомного оружия и сброса отработанных вод атомных реакторов. ГОСТ 2874—82 также ограничивает содержание радиоактивных элементов в питьевой воде.

Ионы As^{3+}, As^{5+}, Se^{6+}, Pb^{2+} и многие другие, относящиеся к ядовитым, в природных водах в естественном состоянии встречаются, как правило, в незначительных количествах и попадают в них в больших количествах в результате сброса неочищенных бытовых и промышленных сточных вод. Наличие в воде нескольких миллиграммов на литр ядовитых веществ оказывает вредное влияние на здоровье человека и теплокровных животных, а также губительное действие на рыб и их кормовые ресурсы, тормозит процессы самоочищения водоемов. К этой группе веществ относятся As, Be, Cu, Mo, Pb, Se, Sr, Zn и др., а также некоторые органические вещества. Если в воде находятся такие химические вещества с одинаковым лимитирующим признаком вредности, сумма отношений обнаруженных концентраций этих веществ в воде к их ПДК не должна превышать 1. Расчет ведется по формуле

$$\frac{C_1}{\text{ПДК}_1}+\frac{C_2}{\text{ПДК}_2}+\ldots+\frac{C_n}{\text{ПДК}_n}\leqslant 1,$$

где C_1, C_2,..., C_n — обнаруженные концентрации токсических веществ, мг/л.

Гидробионты, населяющие природные воды, в процессе жизнедеятельности влияют не только на состав окружающей водной среды, но и на качество воды. Они подразделяются на планктон — обитатели, пребывающие в толще воды от дна до поверхности; среди них различают плавающие, пассивно парящие и полуподводные (плейтон) организмы; взвешенные в воде остатки их органического и неорганического происхождения называют детритом; бентос — обитатели, находящиеся на дне водоема; среди них встречаются подвижно или неподвижно прикрепленные, свободно лежащие и ползающие по дну организмы, сверлящие дно, закапывающиеся. Нейстон — организмы, населяющие поверхностную пленку воды и адаптировавшиеся к жизни в специфических условиях ее поверхностного натяжения; пагон — организмы (моллюски, ракообразные, коловратки и др.), пребывающие зимой в толще льда в состоянии анабиоза, оживающие весной и находящиеся среди бентоса или планктона.

На процессы формирования качества воды и ее самоочищения гидрофация оказывает значительное влияние, так как многие ее представители (зоопланктон и зообентос) используют растворенные органические вещества, некоторые животные — фильтраторы употребляют для питания бактерии, водоросли и т. п.

Гидрофлора водоемов определяется *макрофитами* (высшая водная растительность) и *микрофитами* (водоросли — фитопланктон и фитобентос). При отмирании и разложении макрофитов вода обогащается органическими веществами, появляются пахнущие вещества, которые ухудшают органолептические показатели качества воды.

Микрофиты, подразделяемые на зеленые, сине-зеленые, эвгленовые, диатомовые и др., не только поглощают углекислоту, кислород (а сине-зеленые — азот, включая аммиак), но и продуцируют кислород. Массовое развитие микрофитов в периоды цветения воды создает значительные трудности в технологии улучшения ее качества, особенно для питьевых целей, так как возникает необходимость в дезодорации и микрофильтровании воды.

Бактерии и вирусы из числа патогенных, т. е. паразитов, живущих на живом субстрате, развивающихся в воде, могут вызвать заболевания брюшным тифом, паратифом, дизентерией, бурцеллезом, инфекционным гепатитом, острым гастроэнтеритом, сибирской язвой, холерой, полиомиелитом, туляремией, конъюнктивитом и т. д.

Вирусы — мельчайшие живые существа размерами 16—30 мкм, видимые только под электронным микроскопом. В отличие от бактерий они не имеют клеточной структуры и состоят из нуклеиновой кислоты, покрытой белковой оболочкой. Они имеют шаро- и кубообразную форму, а также форму прямых и изогнутых палочек. Вирусы являются внутриклеточными паразитами. Среди них встречаются бактериофаги, паразитирующие в клетках бактерий и вызывающие их разрушение и гибель.

В связи с тем, что при биологическом анализе воды определение патогенных бактерий затруднено, при бактериологических анализах выявляют общее число бактерий в 1 мл воды, рас-

тущих при 37° С, и кишечных палочек — бактерий коли, наличие которых свидетельствует о загрязнении воды выделениями людей и животных и т. п. Минимальный объем испытуемой воды, мл, приходящийся на одну кишечную палочку, называется коли-титром, а количество кишечных палочек в 1 л воды — коли-индексом. Согласно ГОСТ 2874—82, допускается коли-индекс до 3, коли-титр — не менее 300, а общее число бактерий в 1 мл — до 100.

1.3. Законодательство и основные мероприятия по охране источников водоснабжения от загрязнения и истощения

Хозяйственная деятельность человека оказывает существенное влияние на состояние водоисточников как в отношении качества воды, так и их дебита. В нашей стране воды используются комплексно, т. е. для водоснабжения, мелиорации, гидроэнергетики, водного транспорта, лесосплава. При этом потребность в воде настолько велика, что для удовлетворения ее осуществляют пополнение запасов подземных вод, регулирование речного стока путем сооружения плотин и создания водохранилищ с сезонным или многолетним регулированием стока. В результате многие реки России превратились в систему последовательно расположенных водохранилищ. Регулирование стока рек отражается на их гидрологическом режиме: происходит сглаживание половодий, повышаются зимний и меженный стоки, увеличиваются потери воды на испарение, вследствие чего изменяются условия формирования качества воды.

Одним из аспектов влияния хозяйственной деятельности человека на состояние водоисточников является смыв с сельскохозяйственных угодий химических удобрений, а также сброс в них недостаточно очищенных сточных вод и вод тепловых станций. При сбросе вод тепловых станций температура воды в водоеме повышается, вследствие чего интенсивно развиваются планктон и макрофиты, способствующие зарастанию водоема, повышению цветности воды, возникновению привкусов и запахов, что ведет к ухудшению санитарного состояния водоема.

В аридных и полуаридных регионах влияние хозяйственной деятельности человека и необходимость преобразования источников водоснабжения проявляются особенно резко. В этих условиях требуется не только более полное зарегулирование местного речного стока, но во многих случаях и использование удаленных водоисточников путем сооружения каналов или передачи воды по трубопроводам либо искусственной переброски

воды в верховья малых рек в целях их обводнения. Эти решения должны сочетаться с повседневным проведением природоохранных мероприятий и прежде всего по предотвращению загрязнения природных вод в результате влияния хозяйственной деятельности людей.

Наиболее отрицательное влияние на санитарное состояние водоисточников оказывает сброс недостаточно очищенных сточных вод промышленных предприятий, поэтому следует шире внедрять замкнутые системы производственного водоснабжения, а также маловодные технологии. Для уменьшения негативного влияния хозяйственной деятельности человека на состояние водоемов и повышения их санитарной надежности Государственным санитарным надзором в России установлены строгие правила, запрещающие сброс неочищенных сточных вод в водоемы.

В Российской Федерации действует закон «Основы водного законодательства Российской Федерации», согласно которому Минприроды и Комитет санэпиднадзора должны осуществлять общее руководство и контроль за использованием водных ресурсов и их санитарной охраной. В постановлении СМ России от 19.01.88 г. «О первоочередных мерах по улучшению использования водных ресурсов в стране» и в законе «Об охране окружающей природной среды» от 19.12.91 г. отмечается необходимость ресурсосбережения и рационального ведения водного хозяйства, проведения целенаправленной работы по улучшению использования водных ресурсов, по сокращению водопотребления в промышленности и энергетике, в сельском и коммунальном хозяйстве, об усилении охраны водной среды.

Для обеспечения санитарно-эпидемиологической надежности проектируемых и реконструируемых водопроводов хозяйственно-питьевого назначения должны предусматриваться *зоны санитарной охраны*, куда входят зона источника водоснабжения в месте забора воды, зона и санитарно-защитная полоса водопроводных сооружений и санитарно-защитная полоса водоводов. *Зону водоисточника в месте забора воды предусматривают из трех поясов: первого — строгого режима, второго и третьего — режимов ограничения.* Зону водопроводных сооружений предусматривают из первого пояса и защитной полосы (при размещении водопроводных сооружений вне второго пояса санитарной зоны). Проектом зон санитарной охраны водопровода регламентированы: границы поясов зоны водоисточника, зоны и санитарно-защитные полосы водопроводных сооружений и полосы водоводов; определены инженерные мероприятия по организации зон и дано описание санитарного режима в зонах и полосах.

В основу проекта зон санитарной охраны водопровода должны быть положены результаты санитарно-топографического обследования территорий, намеченных к включению в зоны и защитные полосы, а также материалы инженерно-геологических, топографических, гидрологических и гидрогеологических изысканий. Проект зон санитарной охраны водопровода согласовывается с местными органами власти; с местным центром санитарно-эпидемиологического надзора, с местной геологической партией и другими заинтересованными организациями.

Зона санитарной охраны поверхностного источника водоснабжения представляет собой территорию, которая охватывает используемый водоем и частично бассейн его питания. На этой территории устанавливают режим, гарантирующий надежную защиту источника водоснабжения от загрязнения и обеспечение требуемой санитарной надежности воды. Согласно СНиП 2.04.02—84, зона санитарной охраны для источников водоснабжения устанавливается в три пояса, для водозаборных сооружений и площадок водоочистных сооружений она состоит из первого пояса, для водоводов — из второго пояса (СанПиН 2.1.4.027—95).

Первый пояс охватывает водоем в месте забора воды и территорию размещения головных водопроводных сооружений (водоприемников, насосных станций, резервуаров). Территорию этого пояса ограждают от доступа посторонних лиц и окружают зелеными насаждениями. Постоянное проживание людей в зоне первого пояса не допускается. Границы первого пояса зоны санитарной охраны для реки или водоподводящего канала устанавливают: вверх по течению — не менее 200 м от водозабора; вниз по течению — не менее 100 м от водозабора; по прилегающему к водозабору берегу — не менее 100 м от линии уреза воды при летне-осенней межени; в направлении к противоположному берегу: при ширине реки или канала до 100 м — вся акватория и противоположный берег полосой 50 м от уреза воды при максимальном уровне, при ширине реки или канала свыше 100 м — полоса акватории шириной не менее 100 м; на водозаборах ковшевого типа границы первого пояса простираются на всю акваторию ковша и территорию вокруг него полосой не менее 100 м. Границы первого пояса санитарной охраны водохранилища и озера, используемых в качестве водоисточника, устанавливают: по акватории во всех направлениях — не менее 100 м от водозабора; по прилегающему к водозабору берегу — не менее 100 м от уреза воды при максимальном уровне.

Второй пояс зоны санитарной охраны включает источник водоснабжения и бассейн его питания, т. е. все территории и

акватории, которые оказывают влияние на формирование качества воды источника, используемого для водоснабжения. Границы второго пояса санитарной охраны реки или канала определяют исходя из возможности загрязнения водоема стойкими химическими веществами: вверх по течению, включая притоки, — исходя из скорости пробега воды от границ пояса до водозабора при расходе 95%-ной обеспеченности в течение не менее 5 сут; вниз по течению — не менее 250 м; боковые границы — на расстоянии от уреза воды при летне-осенней межени при равнинном рельефе — 500 м, при гористом рельефе местности — до вершины первого склона, обращенного в сторону водотока, но не более 750 м при пологом склоне и 1000 м при крутом. При наличии в реке подпора или обратного течения расстояние нижней границы второго пояса от водозабора устанавливают по местным условиям и согласовывают с санитарно-эпидемиологической службой. На судоходных водотоках в границы второго пояса включают акваторию, прилегающую к водозабору в пределах фарватера. Для водохранилища или озера, включая притоки, границы второго пояса зоны санитарной охраны устанавливают от водозабора: по акватории во всех направлениях на расстоянии 3 км при количестве ветров в сторону водозабора до 10% и 5 км при их большем количестве; боковые границы — от уреза воды при нормальном подпорном уровне в водохранилище и летне-осенней межени в озере на расстоянии согласно рекомендациям по границам второго пояса зоны для водотоков.

Зона санитарной охраны подземных вод делится на три пояса. Границы *первого пояса* необходимо устанавливать на расстоянии от одиночного водозабора: для надежно защищенных горизонтов — не менее 30 м, для незащищенных, недостаточно защищенных горизонтов и инфильтрационных водозаборов — не менее 50 м. Очевидно, что для инфильтрационных водозаборов в зону первого пояса необходимо включать прибрежную территорию между водоемом и водоприемным сооружением, если расстояние между ними менее 150 м. Как показала практика, для одиночных колодцев, расположенных на территории, где исключено загрязнение почвы, расстояние от них до ограждения допускается 15—25 м в зависимости от местных условий. Границы первого пояса зоны для подрусловых водозаборов и участка поверхностного источника, питающего инфильтрационный водозабор или используемого для искусственного пополнения запасов подземных вод, устанавливают как для поверхностных источников водоснабжения. При искусственном пополнении запасов подземных вод границы первого пояса санитарной

зоны предусматривают от трубчатых и шахтных колодцев — 50 м, от бассейнов — 100 м.

Второй пояс санитарной зоны представляет собой территорию, для которой вводятся определенные ограничения ее использования с тем, чтобы предотвратить возможность загрязнения эксплуатируемого водоносного слоя. Границы второго пояса зоны подземного источника устанавливают в зависимости от санитарных и гидрогеологических условий, характера использования подземного потока и определяют расчетом, учитывающим время продвижения микробного загрязнения воды до водозабора, принимаемое в зависимости от климатических районов и защищенности подземных вод от 100 до 400 сут. На территории второго пояса должны быть осуществлены следующие предупредительные мероприятия: выявлены и затампонированы старые и неработающие скважины, приведены в порядок дефектные скважины, выявлены и ликвидированы имеющиеся поглощающие колодцы, проведено благоустройство населенных пунктов, расположенных на территории зоны, с целью санитарной охраны не допускается проведение каких-либо работ, связанных с нарушением пород, перекрывающих сверху используемый водоносный слой. На территории второго пояса запрещается размещать животноводческие фермы и стойбище (в том числе и выпас скота) на расстоянии менее 100—300 м от границ первого пояса.

Границу *третьего пояса* санитарной зоны подземного водоисточника определяют расчетом, учитывающим время перемещения химического загрязнения воды до водозабора, которое принимают не менее 25 лет.

1.4. Требования к качеству воды и их классификация

Качество воды природных источников определяют по наличию в ней веществ неорганического и органического происхождения, а также микроорганизмов и характеризуют различными физическими, химическими, бактериологическими и биологическими показателями.

К *физическим показателям* относятся температура, запах, вкус, мутность, цветность, электропроводимость.

Химическими показателями качества воды являются общее количество растворенных веществ или сухой остаток, прокаленный остаток, активная реакция, или pH воды, окисляемость, щелочность, содержание газов, наличие азотсодержащих соединений, хлоридов, сульфатов, железа, марганца, кальция, магния, некоторых ядовитых и радиоактивных веществ.

Бактериологические или *санитарные показатели* характеризуют общую бактериальную загрязненность воды, а также содержание в ней бактерий кишечной палочки (бактерий coli).

Биологические показатели определяют наличие водных организмов, находящихся на поверхности (планктон) и в толще (нейстон) воды или располагающихся у дна водоема, берегов и на поверхности подводных предметов (бентос).

Требования к качеству природных вод могут быть самыми различными и зависят от целевого назначения вод.

Выбор и оценка качества источников централизованного хозяйственно-питьевого водоснабжения должны производиться в соответствии с требованиями ГОСТ 17.1.03—87 «Правила выбора и оценка качества источников централизованного хозяйственно-питьевого водоснабжения». В соответствии с требованиями стандарта пригодность источников водоснабжения устанавливается на основе комплексной оценки санитарного состояния места размещения водозаборных сооружений и прилегающей территории для подземных водоисточников, а также выше и ниже водозабора для поверхностных водоисточников, качества воды водоисточников с учетом указаний ГОСТ 2874—82, степени природной и санитарной надежности и стабильности их санитарного состояния.

В соответствии с п. 1.6 (ГОСТ 17.1.3.03—87) разрешается использовать источники водоснабжения, выбор которых согласован с органами и учреждениями санитарно-эпидемиологического надзора, а также с медицинскими службами других ведомств, на которые возложено решение этого вопроса.

Выбор источника производственного водоснабжения производят с учетом требований, предъявляемых потребителями к качеству воды.

Различают воду, используемую для: хозяйственно-питьевых целей, а также в отдельных отраслях пищевой и бродильной промышленности; сельскохозяйственных целей — для орошения, в животноводстве; охлаждения; паросилового хозяйства, технологических целей промышленности; заводнения нефтяных пластов.

Хозяйственно-питьевая вода должна быть безвредна для здоровья человека, иметь хорошие органолептические показатели и быть пригодной для использования в быту. Основные показатели качества хозяйственно-питьевой воды регламентированы ГОСТ 2874—82 «Вода питьевая» и СанПиН 4630—88.

Мутность	до 1,5 мг/л
Цветность	до 20 град
Запахи и привкусы при 20°С	до 2 баллов
Хлориды	до 350 мг/л

Сульфаты	до 500 мг/л
Остаточный алюминий	до 0,5 мг/л
Водородный показатель	6,5—8,5
Общая жесткость	до 7 мг-экв/л
Фтор	0,7—1,5 мг/л
Железо	0,3 мг/л
Марганец	до 0,1 мг/л
Бериллий	до 0,0002 мг/л
Молибден	до 0,05 мг/л
Мышьяк	до 0,05 мг/л
Свинец	до 0,1 мг/л
Селен	до 0,001 мг/л
Стронций	до 2 мг/л
Радий—226	$1{,}2 \cdot 10^{-10}$ Ки/л
Медь	до 1 мг/л
Цинк	до 5 мг/л
Гексаметафосфат	до 3,5 мг/л
Триполифосфат	до 3,5 мг/л
Полиакриламид	до 2 мг/л
Стронций	$4 \cdot 10^{-10}$ Ки/л
Нитраты	до 45 мг/л
Общее количество бактерий в 1 мл	до 100
Коли-индекс	до 3
Коли-титр	более 300
Цисты патогенных кишечных простейших	отсутствие
Сумма галогенсодержащих соединений	до 0,1 мг/л
Хлороформ	до 0,06 мг/л
Четыреххлористый углерод	до 0,006 мг/л
Нефтепродукты	до 0,3 мг/л
Летучие фенолы	до 0,001 мг/л

Отдельные производства пищевой промышленности, помимо регламентаций ГОСТ 2874—82, предъявляют к воде дополнительные требования. Так, в воде, используемой в пивоварении, не должны содержаться сульфаты, а концентрация железа не должна превышать 0,1 мг/л; в воде для винокуренного производства не должно содержаться хлористых магния и кальция; в воде для сахарного производства должно быть минимальное солесодержание и т. д.

Вода для охлаждения предназначается либо для охлаждения непрерывно работающих агрегатов, либо для отведения тепла от продукции производства. Вода при охлаждении может использоваться прямотоком, т. е. после однократного применения производится ее сброс в водоем, или с возвратом для многократного применения после охлаждения на градирне или в брызгальном бассейне.

Количество охлаждающей воды не нормируется, так как оно зависит от условий применения. При использовании охлаждающей воды не должно быть отложений в трубах и аппаратах, по которым она подается, так как они затрудняют теплопередачу и сокращают живое сечение, снижая интенсивность

циркуляции и эффект охлаждения. Вода, используемая для охлаждения, не должна содержать крупных минеральных взвесей, большого количества железа и органических веществ во избежание засорения или биообрастания трубок холодильных аппаратов и конденсаторов. Образования накипи из карбоната кальция в прямоточных охлаждающих системах, как правило, не наблюдается. Однако, в оборотных системах при нагреве воды теряется углекислота и возрастает вероятность накипеобразования. Этот процесс усиливается с повышением содержания в исходной воде бикарбоната кальция и интенсивности упаривания воды в системе, с увеличением потери углекислоты, с уменьшением содержания в охлаждающей воде органических веществ, которые препятствуют выпадению в осадок карбоната кальция, с повышением температуры нагрева охлаждающей воды и т. д. Следовательно, качество воды, используемой для охлаждения, при котором не происходит в холодильных аппаратах зарастания живого сечения и не возникает коррозии, должно определяться для конкретных условий специальным расчетом с учетом всех изложенных факторов.

Вода для паросилового хозяйства не должна образовывать накипи, вызывать коррозию металла и вспенивание котловой воды, не должна способствовать уносу солей с паром. Использование жесткой воды приводит к накипеобразованию на поверхности нагрева, что ухудшает теплопередачу, вызывает перерасход топлива и перегрев металла, а в конечном счете в результате образования свищей и отдулин происходит разрыв экранных и кипятильных труб и др.

Вспенивание котловой воды называется наличием фосфатов, щелочей, нефти, смазочных масел и синтетических поверхностно-активных веществ. Оно приводит к загрязнению пара и отложению примесей на лопатках турбин. Хлориды и сульфаты способствуют уменьшению вспенивания, коагулируя коллоидные соединения фосфатов.

При оценке качества питательной воды особое внимание следует уделять щелочам, которые являются активными пептизаторами и переводят в коллоидное состояние грубодисперсные вещества, создавая опасность загрязнения пара. Вместе с тем присутствие в воде щелочи значительно уменьшает растворимость соединений железа, предотвращая коррозию металла. В этих условиях образующийся при коррозии гидроксид железа (II) выделяется из раствора на поверхность металла, образуя плотную защитную пленку. Поэтому рекомендуется поддерживать в питательной воде минимальное содержание щелочи — 25—50 мг/л едкого натра. Наличие в питательной воде

котлов высокого давления кремниевой кислоты приводит к образованию плотной накипи с низкой теплопроводностью.

Вода для технологических нужд промышленности в зависимости от ее целевого использования должна отвечать самым разнообразным требованиям. Так, в воде, используемой в горно-добывающей промышленности при добыче, отмывке, сортировке, гидротранспорте и обогащении полезных ископаемых, должны отсутствовать грубые взвеси. Весьма специфические требования предъявляют к воде, используемой для обработки готовой продукции, а также к воде, входящей в состав продукта.

Ряд промышленных предприятий предъявляет к воде требования, значительно превышающие лимиты ГОСТ 2874—82. Например, в воде, используемой для изготовления кино- и фотопленки, фотобумаги, не должно содержаться марганца, железа, кремнекислоты, ограничивается окисляемость воды и содержание хлоридов. В воде, используемой для приготовления растворов кислот и щелочей, красителей, мыла, жесткость должна быть до 0,35 мг-экв/л.

Вода для заводнения нефтяных пластов не должна вызывать зарастания или закупорки отверстий фильтров и кольматации пор нефтевмещающей породы в результате образования нерастворимых соединений при взаимодействии с пластовой водой и частицами породы, а также при изменении температуры. Поэтому, в закачиваемой воде должно содержаться не более 0,2 мг/л железа, 1 мг/л взвешенных веществ, 1 мг/л нефтепродуктов и др. Бикарбонаты в закачиваемой воде должны находиться в минимальном количестве, так как при их распаде при нагреве воды образуется осадок карбоната кальция. Аналогичные явления протекают, когда в закачиваемой воде присутствует растворенный кислород, который, окисляя железо (II) и сероводород, присутствующие в пластовой воде, способствует кольматации пор породы.

Вода для нужд сельского хозяйства (птице- и зоофермы, орошение, мелиорация и др.) по своему качеству должна соответствовать целевому использованию. Согласно СНиП, для водопоя птиц, зверей и сельскохозяйственных животных на фермах надлежит подавать воду питьевого качества. Допускается водопой животных водой с повышенным минеральным составом (сульфаты — $(0{,}5—2{,}4)\cdot 10^3$, сухой остаток $(1—5)\,10^3$, хлориды до $(0{,}4—2)\,10^3$ мг/л, общая жесткость до 14—45 мг-экв/л), а также водопой водой с повышенной цветностью, с привкусом и запахами, при температуре 8—15 °С. При этом нормы качества воды принимаются в зависимости от вида и возраста животных. Водопой зверей и птиц водой непитьевого качества в

каждом конкретном случае должен быть разрешен органами ветеринарного надзора.

Основное требование к качеству воды, используемой для орошения, — это предотвращение засоления почв в результате ее испарения и аккумуляции в ней солей. Сульфаты магния и натрия, углекислый и хлористый натрий засоляют почвы и делают их непригодными для агротехнических целей. Вода с небольшим содержанием сульфата кальция и углекислого магния с успехом может быть использована для поливного земледелия. Минерализация поливных вод в зависимости от метеорологических и агротехнических факторов, условий полива и дренирования может меняться в весьма широких пределах, не превышая 1,5 мг/л. Поливная вода с солесодержанием до 1 г/л пригодна для орошения независимо от местных условий.

2. МЕТОДЫ И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СХЕМЫ УЛУЧШЕНИЯ КАЧЕСТВА ВОДЫ

2.1. Методы, технологические процессы и сооружения

Обработка воды с целью подготовки ее для питья, хозяйственных и производственных целей представляет собой комплекс физических, химических и биологических методов изменения ее первоначального состава. Под обработкой воды понимают не только очистку ее от ряда нежелательных и вредных примесей, но и улучшение природных свойств путем обогащения ее недостающими ингредиентами. *Все многообразие методов обработки воды можно подразделить на следующие основные группы: улучшение органолептических свойств воды (осветление и обесцвечивание, дезодорация и др.); обеспечение эпидемиологической безопасности (хлорирование, озонирование, ультрафиолетовая радиация и др.); кондиционирование минерального состава (фторирование и обесфторивание, извлечение ионов тяжелых металлов, обезжелезивание, деманганация, умягчение или обессоливание и др.).* Метод обработки воды выбирают на основе предварительного изучения состава и свойств воды источника, намеченного к использованию, и их сопоставления с требованиями потребителя.

Наиболее характерными и общими признаками примесей воды являются формы их нахождения в ней, т. е. фазовое состояние, которое характеризуется дисперсностью веществ. По Л. А. Кульскому фазово-дисперсное состояние примесей воды обусловливает их поведение в процессе водообработки. Каждому фазово-дисперсному состоянию примесей отвечает совокупность методов воздействия, позволяющая достичь требуемых качественных показателей воды изменением этого состояния или без изменения его.

На этой основе все многообразие загрязнений (примесей) природных и промышленных вод разделено на четыре группы с общим для каждой группы набором методов водоочистки, предопределяемым формой нахождения примесей в воде.

В основу технологии очистки воды от примесей каждой группы положены процессы, протекающие под воздействием

сил, наиболее эффективно влияющих на данную дисперсную систему. Так, для удаления взвесей, являющихся кинетически неустойчивыми системами, используют гравитационные и адгезионные силы, для удаления коллоидных и высокомолекулярных веществ, агрегативно неустойчивых в водных растворах, — адгезионные и адсорбционные. Примеси, находящиеся в виде молекулярных растворов, удаляют путем ассоциации молекул под влиянием сил межмолекулярного взаимодействия. И, наконец, для удаления из воды электролитов используют силы химических связей, характерные для ионных процессов.

Технология кондиционирования воды предполагает процессы, связанные с корректированием ее физических и химических свойств, а также процессы обеззараживания. Однако, несмотря на принципиальное различие задач этих методов обработки, они могут быть общими в зависимости от фазово-дисперсного состояния минеральных, органических и биологических примесей воды.

К первой группе примесей воды относятся взвешенные в воде вещества (от высокодисперсных взвесей до крупных частичек), а также бактериальные взвеси и другие биологические загрязнения. Удалять эти примеси можно как безреагентными, так и реагентными методами.

Вторую группу примесей воды представляют разные типы гидрофильных и гидрофобных коллоидных систем, высокомолекулярные вещества и детергенты, способные в зависимости от условий менять свою агрегативность. Их можно удалять из воды различными методами и технологическими приемами. Например, обработкой воды коагулянтами, флокулянтами, известью, а также хлором, озоном и другими окислителями.

При этом снижается цветность воды, уничтожаются микроорганизмы, разрушаются гидрофильные коллоиды, проявляющие защитные свойства по отношению к гидрофобным примесям воды, тем самым создавая благоприятные условия для последующего коагулирования, ускоряется процесс образования и осаждения хлопьев.

Для третьей группы примесей, являющихся молекулярными растворами, наиболее эффективные процессы, обеспечивающие их удаление из воды, — аэрирование, окисление, адсорбция.

Для четвертой группы примесей, представляющих собой электролиты, технология очистки воды сводится к связыванию реагентами ионов, подлежащих устранению, в малорастворимые и малодиссоциированные соединения. При выборе реагентов целесообразно исходить из произведения растворимости образующихся соединений. (Произведением растворимости (ПР) называется произведение концентраций ионов в насы-

щенном растворе малорастворимого соединения, характеризующее способность его растворяться.) В случае малых значений ПР полнота очистки воды возрастает, особенно при избытке иона-осадителя. Присутствие в воде посторонних солей обусловливает увеличение ионной силы раствора (ионная сила является мерой напряженности электрического поля, создаваемого присутствующими в растворе ионами), вследствие чего уменьшаются коэффициенты активности реагирующих ионов и растворимость осадков возрастает. (Активность — эффективная концентрация вещества, учитывающая степень связанности его молекул или ионов в растворе. Она позволяет судить об отклонении свойств данного вещества в сложном растворе от свойств в чистом его растворе при этой же молярной концентрации вещества. Активность вещества зависит от вида и концентрации других компонентов раствора, а также от температуры и давления.)

Все примеси, загрязняющие водоемы, полностью охватываются четырьмя группами предлагаемой классификации. Используя особенности, характеризующие каждую группу примесей, можно находить эффективные методы удаления всего комплекса находящихся в воде примесей небольшим числом соответствующим образом скомпонованных элементов очистных сооружений.

При проектировании водоочистных комплексов использование этого принципа классификации помогает определять главные элементы очистных сооружений, компоновать их, а также подбирать реагенты и процессы, которые должны в них протекать. Это наиболее сложная часть проектирования, которое следует развивать в направлении уточнения параметров сооружений и режима работы с учетом индивидуальных особенностей и состава примесей природных вод.

При составлении схемы водообработки следует выбирать методы и режимы, наиболее эффективные для удаления примесей каждой из групп. Желательна предварительная лабораторная проверка и сравнительная технико-экономическая оценка нескольких вариантов.

Для удаления из воды гетерофазных примесей I группы рекомендуются следующие процессы: механическое разделение в гравитационном поле или под действием центробежных сил, а также фильтрование через пористые загрузки и мелкие сетки; адгезия на высокодисперсных и зернистых материалах, а также гидроксидах алюминия или железа и глинистых минералах; агрегация флокулянтами; флотация примесей и др.; для патогенных микроорганизмов — бактерицидное воздействие.

Комплекс очистных сооружений, обеспечивающий протекание большинства перечисленных процессов, включает все необходимые типовые элементы, а именно: смесители, камеры хлопьеобразования, отстойники (осветлители), фильтры — при двухступенчатой схеме очистки, контактные осветлители или контактные фильтры — при одноступенчатой схеме.

Для устранения микрогетерофазных примесей II группы более эффективны процессы окисления органических коллоидных веществ и высокомолекулярных соединений, адгезия и адсорбция их на гидроксидах алюминия и железа, агрегация флокулянтами катионного типа и др.; для вирусов — вирулицидное воздействие.

Как в случае примесей I группы, комплекс очистных сооружений, необходимых для осуществления этих процессов, состоит из типовых элементов, используемых в двух- или одноступенчатой схемах очистки воды.

Для удаления молекулярно растворенных веществ, входящих в III группу, применяют следующие процессы: десорбцию летучих соединений; окисление органических веществ; адсорбцию на активированном угле и других сорбентах; экстракцию органическими растворителями; отгонку паром — эвапорацию и др. Методы удаления таких примесей специфичны и поэтому здесь используется аппаратура специального назначения.

Для удаления электролитов лучше использовать ионные процессы: перевод в малодиссоциированные (нейтрализация, комплексообразование) или малорастворимые соединения; фиксация на твердой фазе ионитов (H—Na-катионирование, OH-анионирование); сепарация изменением фазового состояния воды с переводом ее в газообразное состояние (дистилляция) или в твердую фазу (вымораживание, гидратообразование); перераспределение ионов в жидкой фазе (экстракция, обратный осмос); подвижность ионов в электрическом поле и др.

Установки, предназначенные для осуществления этих процессов, могут дополнять основные очистные сооружения. Иногда молекулярные и ионные примеси можно удалять параллельно с выделением гетерофазных загрязнений в типичной для них аппаратуре.

В соответствии с рекомендациями СНиП 2.04.02—84, метод обработки воды, состав и расчетные параметры очистных сооружений и расчетные дозы реагентов надлежит устанавливать в зависимости от качества воды в источнике водоснабжения, ее назначения, производительности комплекса и местных условий, а также на основании данных технологических исследований и эксплуатации сооружений, работающих в аналогичных условиях.

2.2. Классификация основных технологических схем

Для разработки технологических схем улучшения качества воды требуются многие данные. Прежде всего устанавливается целевое назначение воды, т. е. требования потребителя к ее физическим, химическим и бактериологическим показателям; учитывается качество воды самого источника водоснабжения и в разные времена года, степень и возможность загрязнения его бытовыми и промышленными сточными водами и др.

Ответственным и сложным этапом является правильная оценка источника водоснабжения. Важно не только определить примеси воды, обусловливающие ее привкусы, запахи, цветность, мутность, жесткость и т. д., но и изучить химические и биологические процессы, протекающие в водоеме и влияющие на стабильность состава воды. Поэтому оценка водоема, как правило, складывается в результате длительного наблюдения за составом примесей воды, за изменением во времени каждого отдельного компонента. Только при таком изучении можно правильно расшифровать данные анализа воды.

Кроме специфических особенностей очистки воды, определяемых требованиями потребителя и устанавливаемых в каждом отдельном случае, существуют и некоторые общие положения, которыми можно руководствоваться при выборе схем очистки воды, подборе элементов очистных сооружений и их компоновке.

При подготовке питьевой воды в случае, если забор ее производится из открытых водоемов, воду обычно осветляют, обесцвечивают и обеззараживают. Если же источники водоснабжения — подземные напорные и безнапорные воды или вода чистых озер и прудов, ее обработка ограничивается только обеззараживанием.

Конструктивное оформление принятой схемы определяется призводительностью и составом проектируемых сооружений, рельефом и гидрогеологией площадки, климатическими данными и возможностью создания зон санитарной охраны, а также технико-экономическими расчетами.

При проектировании очистных сооружений комплекс и типы основного и вспомогательного оборудования определяются принятым методом обработки воды. Объем отдельных сооружений рассчитывают по времени, необходимому для протекания тех или иных физико-химических процессов в воде, поступающей на обработку. При непрерывной работе этих сооружений расчет их обязательно предполагает нахождение времени пребывания воды в различных элементах схемы при скорости потока, соответствующей нормальному течению процесса очистки.

Реагенты в воду подают таким образом, чтобы обработка ее заканчивалась в проектируемом комплексе оборудования и выходящая вода соответствовала требованиям потребителя и чтобы в дальнейшем вода не изменяла своего состава и свойств. Для этого реагенты следует вводить в начале очистных сооружений и специальными устройствами обеспечивать быстрое и полное смешение отдозированных реагентов со всей массой очищаемой воды. Исключение составляют методы обработки воды, предназначенные для устранения воздействия разветвленной сети трубопроводов на качество воды (повторное бактериальное загрязнение, коррозия и т. д.), а также для ее обогащения микроэлементами (фторирование). В этом случае реагенты, не содержащие взвешенных веществ и не образующие их при взаимодействии с солями, содержащимися в воде, разрешается вводить в очищенную воду.

При использовании для очистки воды нескольких методов обработки размещение соответствующего оборудования для дополнительных процессов не должно влиять на основную технологическую схему сооружений.

Сочетание соответствующих технологических процессов и сооружений составляет технологическую схему улучшения качества воды. Используемые в практике водоподготовки *технологические схемы можно классифицировать* следующим образом: *реагентные и безреагентные*; по *эффекту осветления*; по *числу технологических процессов* и *числу ступеней каждого из них; напорные и безнапорные.*

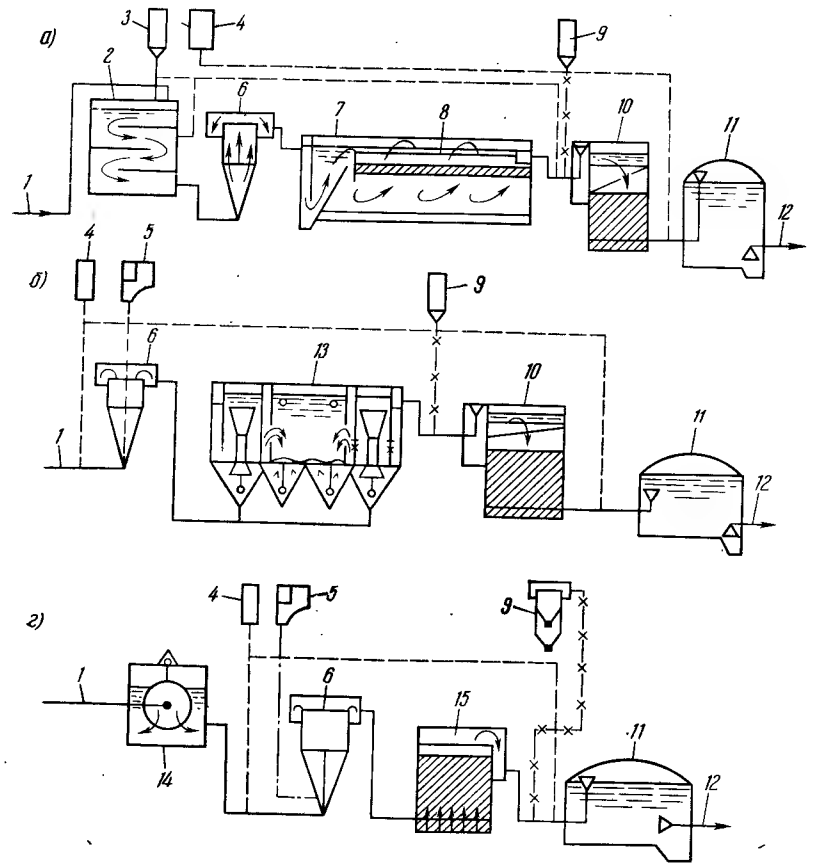
Реагентные и безреагентные технологические схемы применяют при подготовке воды для хозяйственно-питьевых целей и нужд промышленности. Указанные технологические схемы существенно различаются по размерам водоочистных сооружений и условиям их эксплуатации (рис. 2.1). Процессы обработки воды с применением реагентов протекают интенсивнее и значительно эффективнее. Так, для осаждения основной массы взвешенных веществ с использованием реагентов необходимо 2—4 ч, а без реагентов — несколько суток. С использованием реагентов фильтрование осуществляется со скоростью 5—12 м/ч и более, а без реагентов — 0,1—0,3 м/ч (медленное фильтрование).

Водоочистные сооружения для обработки воды с применением реагентов значительно меньше по объему, компактнее и дешевле, но сложнее в эксплуатации, чем сооружения безреагентной схемы. Поэтому безреагентные технологические схемы (с гидроциклонами, акустическими, намывными и медленными фильтрами), как правило, применяют в небольших системах водоснабжения при цветности исходной воды до 50 град, безреа-

гентные схемы применяют при неглубоком осветлении воды в системах водоснабжения промышленных объектов. Для этих целей иногда используют одно отстаивание или одно фильтрование на грубозернистых фильтрах или микрофильтрах.

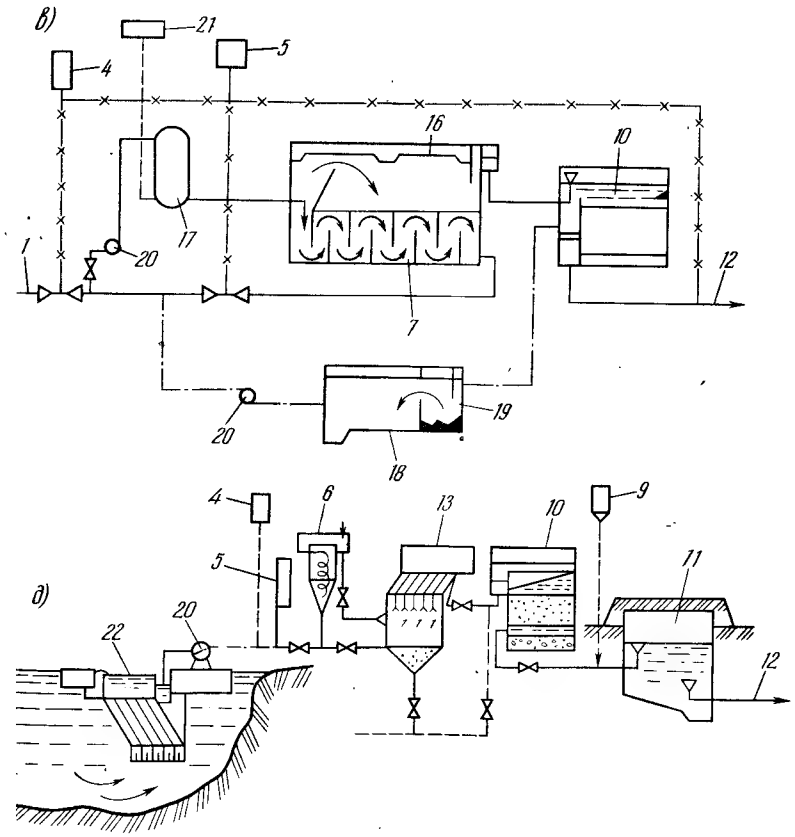
По эффекту осветления различают *технологические схемы для полного* или *глубокого осветления воды* и для неполного или *грубого осветления*. В первом случае очищенная вода соответствует требованиям питьевой воды (ГОСТ 2874—82), во втором — содержание взвеси в очищенной воде во много раз больше (до 50—100 мг/л). Обычно грубоосветленную воду используют для охлаждения различного производственного оборудования.

Глубокому осветлению подвергают воду хозяйственно-питьевых и других производственных водопроводов, где к качеству



технической воды предъявляют высокие требования. Технологию для неполного осветления воды обычно используют при подготовке технической воды.

По числу технологических процессов и числу ступеней каждого из них *технологические схемы подразделяют на одно-, двух- и многопроцессные*. Так, усовершенствованная технологическая схема на рис. 2.1, б является двухпроцессной, когда два основных технологических процесса — обработка воды в слое взвешенного осадка и фильтрование — осуществляются последовательно и однократно (в одну ступень). Аналогичная технологическая схема с флотатором приведена на рис. 2.1, в. В том случае, когда один из основных технологических процессов осуществляется дважды или более раз, технологическая схема на-



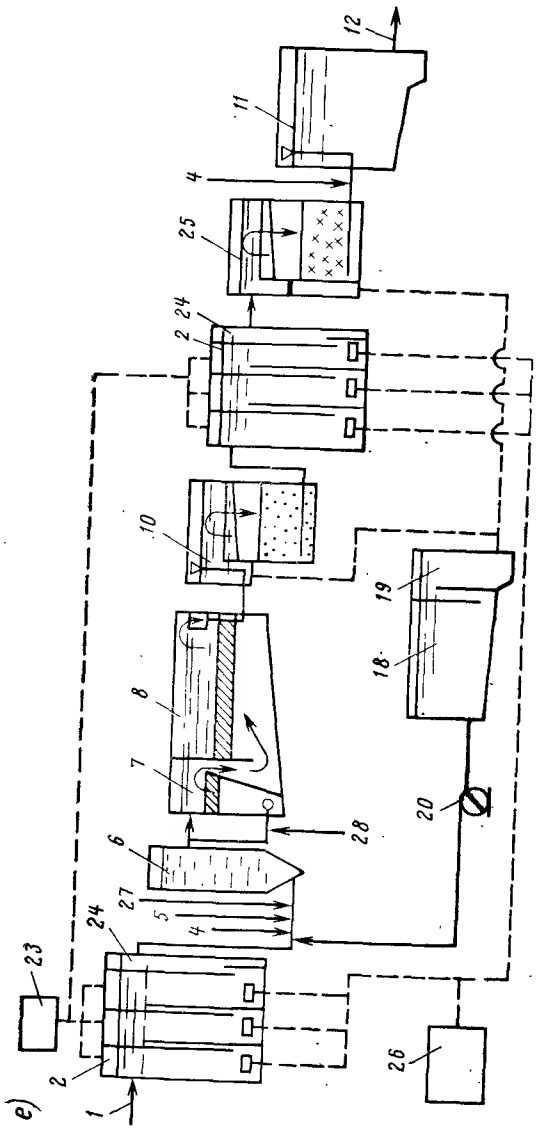


Рис. 2.1. Реагентные технологические схемы обработки воды с отстойниками (*а*), осветлителями со слоем взвешенного осадка (*б*), флотаторами (*в*), микрофильтрами и контактными осветлителями (*г*), обработки высокомутных вод (*д*), вод повышенного антропогенного воздействия (*е*): *1, 12* — подача исходной и отвод обработанной воды; *2* — контактный резервуар; *3* — установка для углевания воды; *4* — хлораторная; *5* — баки коагулянта; *6* — вертикальный смесительь; *7* — камера хлопьеобразования; *8* — горизонтальный отстойник со встроенными тонкослойными модулями; *9* — фторaторная установка; *10* — скорый фильтр; *11* — резервуар чистой воды; *13* — осветлитель со слоем взвешенного осадка; *14* — микрофильтр; *15* — контактный осветлитель; *16* — флотатор; *17* — напорный бак; *18, 19* — резервуар-усреднитель с песколовкой; *20* — насос; *21* — компрессор; *22* — тонкослойный отстойник на понтонах, *23* — аппарат катаритического разложения озона; *24* — воздухоотделитель; *25* — сорбционный фильтр; *26* — блок приготовления озона; *27* — известь; *28* — флокулянт.

зывается двух-, трех- или многоступенчатой. Например, на рис. 2.1, г показана однопроцессная технологическая схема с контактными осветлителями, где основной технологический процесс — фильтрование — осуществляется дважды.

Количество технологических процессов и число ступеней каждого из них зависят от требований, предъявляемых к воде потребителем, и качества исходной воды. Так, для грубого осветления воды можно ограничиться процессом осаждения, центрифугирования или только фильтрованием, в то время как при обработке высокомутных вод для хозяйственно-питьевых целей применяют осаждение в две ступени с последующим фильтрованием в одну ступень или используют технологическую схему, предусматривающую предварительное осветление воды в гидроциклонах с последующей очисткой по технологическим схемам на рис. 2.2, а или 2.2, б.

В практике подготовки воды для нужд промышленности (ТЭС, химической и др.) применяют *напорные технологические схемы* с многоступенчатым фильтрованием.

По характеру движения обрабатываемой воды технологические схемы подразделяют на самотечные (безнапорные) и напорные (см. рис. 2.2). На городских и крупных промышленных водоочистных комплексах исходная вода движется по сооружениям самотеком, при этом уровень воды в каждом последующем сооружении ниже уровня в предыдущем. Разность уровней определяет напор, требуемый для преодоления гидравлических сопротивлений внутри сооружения и в коммуникациях от одного сооружения к другому. Поэтому увязка взаимного расположения отдельных очистных сооружений технологической схемы (т. е. построение высотной схемы) имеет первостепенное значение.

При напорной технологической схеме обрабатываемая вода от сооружения к сооружению движется под давлением выше атмосферного, поэтому отдельные сооружения можно располагать на одной отметке. Напорные очистные сооружения должны быть герметичными и рассчитаны на давление, развиваемое насосами. При использовании напорных технологических схем резервуары чистой воды и насосную станцию II подъема можно не устраивать. В отдельных случаях очищенная вода под напором насосов I подъема передается непосредственно в сеть потребителей (см. рис. 2.2, а). Наоборот, при безнапорном движении воды по очистным сооружениям необходимы две насосные станции и резервуары чистой воды. При напорных технологических схемах значительно повышается металлоемкость водоочистных сооружений, что ограничивает их производительность.

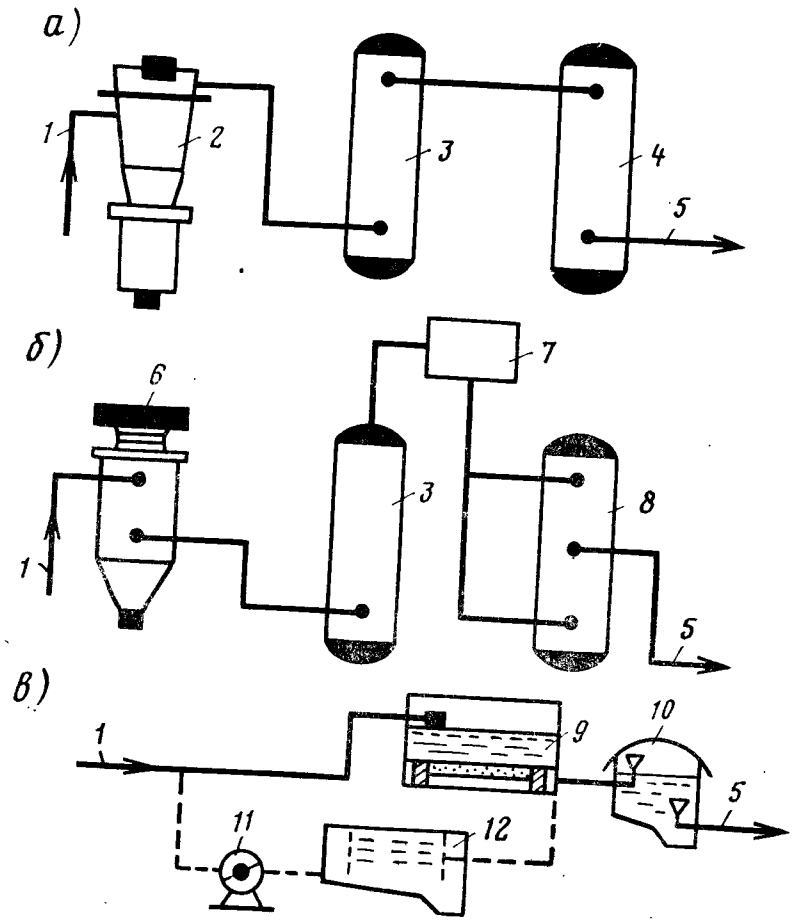


Рис. 2.2. Безреагентные технологические схемы обработки воды с гидроциклонами *(а)*, акустическими *(б)* и медленными *(в)* фильтрами:
1, 5 — соответственно подача исходной воды и отвод фильтрата; *2* — гидроциклон; *3* — скорый фильтр I ступени; *4* — скорый фильтр II ступени; *6* — акустический фильтр; *7* — распределительная емкость; *8* — двухпоточный двухслойный фильтр II ступени; *9* — медленный фильтр; *10* — резервуар чистой воды; *11* — насос; *12* — сооружение оборота промывной воды.

2.3. Основные критерии для выбора технологической схемы и состава сооружений для подготовки питьевой воды

Выбор технологической схемы улучшения качества воды зависит не только от качества воды источника и требований потребителя, но и от количества потребляемой воды. Напри-

мер, для обработки небольшого количества цветной или мутной воды не может быть рекомендована без изменения (по экономическим соображениям) основная технологическая схема. В этом случае вместо горизонтальных отстойников следует применять вертикальные, а смеситель можно заменить соплом Вентури или шайбой.

Ориентировочно технологическая схема для осветления и обесцвечивания воды до лимитов ГОСТ 2874—82 может быть выбрана по рекомендациям СНиП 2.04.02—84 «Водоснабжение, наружные сети и сооружения» (табл. 2.1).

Определение оптимального состава реагентов, мест их ввода в обрабатываемую воду, выбор типа и конструкции водоочистного сооружения должны производиться на основании тщательного рассмотрения данных химического и технологического анализов исходной воды и изучения опыта использования аналогичной технологии в подобных условиях. Однако, некоторые решения могут быть приняты априорно на основании обобщения имеющегося опыта эксплуатации водоочистных комплексов в аналогичных условиях. Так, использование железных коагулянтов или смеси алюминиевых и железных предпочтительнее в условиях длительного весеннего паводка, сопровождающегося не только возрастанием цветности и мутности и понижением щелочности, но и низкими температурами обрабаты-

Таблица 2.1.

Основные сооружения	Условия применения				Производительность комплекса, м³/сут
	мутность воды, мг/л		цветность воды, град		
	исходной	очищенной	исходной	очищенной	
1	2	3	4	5	6
Обработка воды без применения реагентов					
Крупнозернистые фильтры для частичного осветления	До 150	30—50% исходной	До 120	До 120	Любая
Радиальные отстойники для частичного осветления воды	1500	30—50% исходной	До 120	До 120	Любая
Медленные фильтры с механической или гидравлической регенерацией песка	До 1500	1,5	До 50	До 20	Любая

Продолжение табл. 2.1.

1	2	3	4	5	6
Обработка воды с применением реагентов					
Скорые фильтры (одноступенчатое фильтрование):					
напорные	До 30	До 1,5	До 50	До 20	До 5000
открытые	До 20	До 1,5	До 50	До 20	До 5000
Вертикальные отстойники — скорые фильтры	До 1500	До 1,5	До 120	До 20	До 5000
Горизонтальные отстойники — скорые фильтры	До 1500	До 1,5	До 120	До 20	Св. 30 000
Контактные префильтры — скорые фильтры (двухступенчатое фильтрование)	До 300	До 1,5	До 120	До 20	Любая
Осветлители со взвешенным осадком — скорые фильтры	50—1500	До 1,5	До 120	До 20	5000
Две ступени отстойников — скорые фильтры	Свыше 1500	До 1,5	До 120	До 20	Любая
Контактные осветлители	До 120	До 1,5	До 120	До 20	Любая
Горизонтальные отстойники и осветлители со взвешенным осадком для частичного осветления	До 1500	8—15	До 120	До 40	Любая
Крупнозернистые фильтры для частичного осветления воды	До 80	До 10	До 120	До 30	Любая
Радиальные отстойники для предварительного осветления высокомутных вод	1500	До 250	До 120	До 20	Любая
Трубчатый отстойник и напорный фильтр заводского изготовления (типа «Струя»)	До 1000	До 1,5	До 120	До 20	До 1600

ваемой воды. Хранение коагулянта в сухом виде навалом по технологическим и экономическим мотивам допустимо для небольших водоочистных комплексов производительностью примерно до 30 тыс. м³/сут.

Применение в качестве флокулянта активированной кремнекислоты активированной хлором рекомендуется при обработке цветных вод, для этих же целей в качестве коагулянта целесообразно использование хлорного железа или оксихлорида алюминия, а для мутных вод — оптимально применять полиакриламид, К-4, ВА-102, ВПК-402 и др.

Необходимо предусматривать рассредоточенный ввод реагентов в обрабатываемую воду при помощи специальных распределителей, размещаемых в смесителях, подающих трубопроводах и каналах.

Для дезодорации, создания благоприятных условий предочистки воды, интенсификации работы водоочистных сооружений, экономии коагулянта, следует применять ее аэрацию путем излива и падения с некоторой высоты, каскадной аэрации или барбатирования потока в смесителе. Аэрирование может и должно осуществляться при использовании любых технологических схем подготовки воды для хоз-питьевых нужд.

При кондиционировании цветных вод во избежание образования канцерогенных хлорорганических соединений следует отказываться от предварительного их хлорирования или предусматривать на посточистке непременное дехлорирование, а еще лучше первичный хлор заменить озоном.

В технологических схемах с осветлителями со взвешенным осадком и с контактными осветлителями следует применять вертикальные смесители, обеспечивающие не только надлежащий и стабильный эффект смешения вводимых реагентов с водой, но и воздухоотделение. Для водоочистных установок с суточной подачей до 8 тыс. м³/сут. смешение реагентов с водой целесообразно производить в трубчатых смесителях, вставках и соплах Вентури и шайбах.

В технологических схемах с отстойниками камеры хлопьеобразования должны встраиваться в них и по возможности оборудоваться тонкослойными модулями.

При обработке маломутных цветных вод следует применять камеры хлопьеобразования с рециркуляторами осадка, зашламленного или контактного типа, а также осветлители со взвешенным осадком — рециркуляторы и флотаторы. В качестве сооружений первой ступени для осветления высокомутных вод рекомендуются: осветлители-водозаборы на плаву, тонкослойные, горизонтальные и радиальные отстойники с тонкослойными модулями, гидро- и мультициклоны, акустические фильтры. В горизонтальных отстойниках должна быть напорная гидравлическая система смыва и удаления осадка. Для извлечения из воды планктона или крупных плавающих примесей следует применять в первом случае — микрофильтры или флотаторы, а во втором — барабанные сита.

В качестве скорых фильтров следует рекомендовать фильтры большой грязеемкости с водовоздушной промывкой и бо-

ковым отводом промывной воды. В прямоточных реагентных и безреагентных схемах следует использовать контактные фильтры КФ-5, каркасно-засыпные и фильтры с пенополистирольной загрузкой (открытые и напорные).

При кратковременных периодах возникновения в водоисточнике нежелательных привкусов и запахов следует применять углевание воды или ввод суспензий цеолитсодержащих пород в конце смесителя. При этом из воды извлекаются ионы железа, меди, хрома, на 30—50% снижается остаточный алюминий и на 50—70% снижается содержание хлорорганических соединений (по хлороформу).

Априорно можно рекомендовать при кондиционировании вод повышенного антропогенного воздействия: двойное озонирование, озонофлотацию, сорбцию на активном угле, биологическую обработку, помимо обычной реагентной технологии водоподготовки.

3. КОАГУЛИРОВАНИЕ ПРИМЕСЕЙ ВОДЫ

3.1. Физико-химические основы коагулирования примесей воды

Одним из наиболее широко применяемых на практике приемов снижения содержания взвеси в воде является седиментация под действием сил тяжести. Однако, примеси, обусловливающие мутность и цветность природных вод, отличаются малыми размерами, вследствие чего их осаждение происходит крайне медленно, так как силы диффузии превалируют над силами тяжести. Кроме того, наличие примесей коллоидного характера еще более осложняет процесс седиментации. Для ускорения процессов осаждения, фильтрования, флотации и повышения их эффективности прибегают к коагулированию примесей воды.

Коагуляцией примесей воды называется процесс укрупнения коллоидных и взвешенных частичек дисперсной системы, происходящей в результате их взаимодействия и объединения в агрегаты. Завершается этот процесс отделением агрегатов слипшихся частичек от жидкой фазы.

Диспергированные, коллоидные и взвешенные частички примесей природных вод в большинстве случаев имеют одинаковые заряды, что обусловливает возникновение межмолекулярных сил отталкивания и агрегативную устойчивость. Поскольку в технологии очистки воды предусматривается частичное или полное удаление примесей, агрегативную устойчивость частичек стремятся нарушить, а заряд их устранить или снизить до очень малых значений. Этого достигают добавлением к воде сульфатов алюминия, железа(II) и железа(III), хлорида алюминия, хлорида железа(III), алюмината натрия, оксихлорида алюминия и других веществ, которые, являясь коагулянтами, либо нарушают агрегативную устойчивость системы, либо образуют вследствие гидролиза коллоиды, сорбирующие примеси из воды.

Коллоидные примеси, находящиеся в природной воде, позволяют рассматривать ее как гетерофазную систему, в которой вода является *дисперсионной средой*, а масса распределен-

ных в воде коллоидных частичек — *дисперсной фазой*. Эти частички представляют собой очень мелкие агрегаты кристаллического или аморфного строения. Благодаря огромной удельной поверхности коллоидных частичек они обладают весьма значительной поверхностной энергией, а следовательно, и высокой *адсорбционной емкостью*. Это обстоятельство имеет большое значение, поскольку основной процесс обработки воды — коагулирование — связан с адсорбцией на коллоидных частичках примесей, содержащихся в воде.

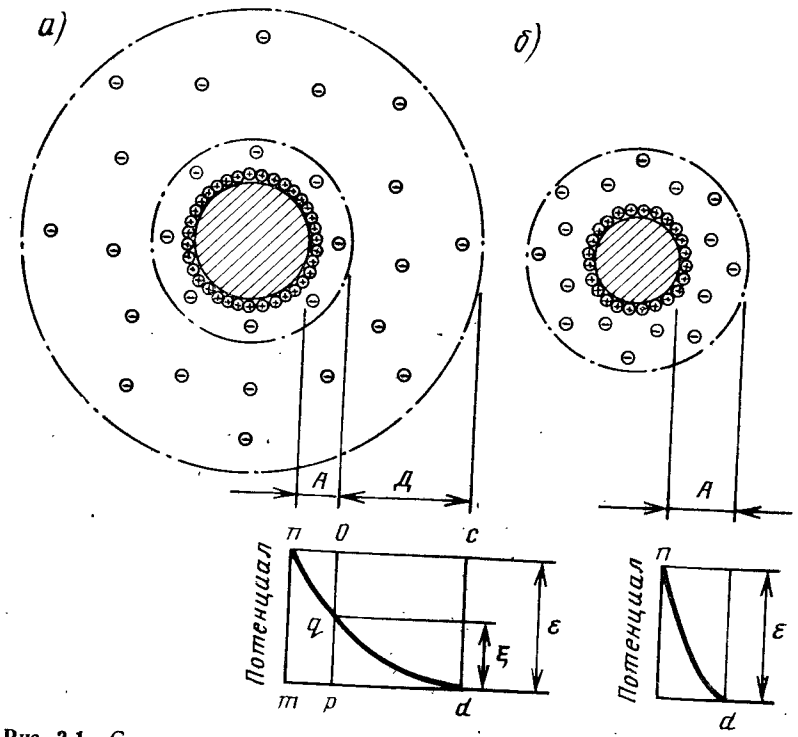


Рис. 3.1. Строение мицеллы при движении (*а*) и в покое (*б*): *а* — $\xi > 0$; *б* — изоэлектрическое состояние $\xi = 0$; *А* — адсорбционный слой; *Д* — диффузионный слой; ε — термодинамический потенциал; ξ — электрокинетический потенциал (дзета-потенциал).

Возникновению коллоидных частичек предшествует образование твердой фазы (ядра), адсорбирующей из растворов *потенциалобразующие ионы*. Сильнее адсорбируются ионы, которые больше понижают свободную энергию поверхности твердой фазы. В результате поглощения ионов поверхность ядра

приобретает заряд. Находящиеся в растворе разноименно заряженные ионы (противоионы) собираются у поверхности ядра вследствие электрического притяжения между разноименными электрическими зарядами, образуя коллоидную частичку. Если бы в растворе не было теплового движения, приводящего к перемещению ионов, противоионы образовали бы мономолекулярный слой (рис. 3.1, б), охватывающий коллоидную частичку на расстоянии ионного радиуса. Термодинамический потенциал у такого двойного слоя является потенциалом между твердой фазой и жидкостью. В действительности упорядоченное строение оболочки нарушается в результате теплового движения ионов в растворе, а слой окружающих частичку противоионов приобретает диффузный характер (см. рис. 3.1, а).

Коллоидная частичка вместе с окружающим ее диффузным слоем называется *мицеллой*. На рис. 3.2 представлена схема строения мицеллы золя $Fe(OH)_3$, полученного вследствие гидролиза $FeCl_3$. *Золь* — система, состоящая из коллоидных частичек, распределенных в жидкой среде. Если такой средой является вода, система называется *гидрозолем*. Как видно из рис. 3.2, мицелла $Fe(OH)_3$ состоит из ядра, образованного молекулами $Fe(OH)_3$, адсорбционно связанных с ним потенциалобразующих водородных ионов (nH^+) и некоторого количества ионов хлора $/(n-x)Cl^-/$, меньшего, чем количество ионов H^+, в результате чего коллоидная частичка имеет положительный заряд. Ионы H^+ и входящие в состав частички противоионы Cl^- образуют двойной электрический слой. Отдельные ионы хлора (xCl^-) образуют диффузный слой и вместе с коллоидной частичкой составляют мицеллу золя $Fe(OH)_3$:

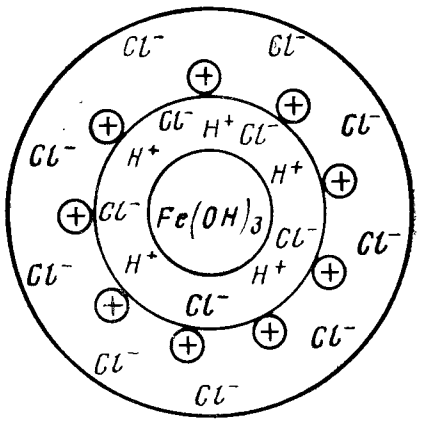


Рис. 3.2. Строение мицеллы золя гидроксида железа (III)

$$\overbrace{\underbrace{m[Fe(OH)_3]}_{\text{Ядро}} \cdot nH^+, [(n-x)Cl^-]}^{\text{Частичка}} \cdot xCl^-,$$

Мицелла

В зависимости от условий образования золя потенциалобразующие ионы и противоионы могут меняться местами.

Золь $Al(OH)_3$, образующийся при гидролизе солей алюминия, заряжен положительно при низких значениях pH воды и отрицательно — при высоких. Поверхность коллоидной частички золя приобретает заряд в результате нескольких возможных процессов: в щелочной среде кристаллическая решетка частички достраивается гидроксильными ионами, находящимися в воде, приобретая отрицательный заряд; в нейтральной и кислых средах — положительный заряд, который возникает за счет адсорбции решеткой ионов Al^{3+}.

При гидролизе растворов $Al_2(SO_4)_3$ потенциалобразующими ионами и противоионами будут соответственно ионы Al^{3+} и SO_4^{2-}.

Известно, что коллоидные частички находятся в постоянном движении. При этом часть окружающего частичку раствора увлекается и движется вместе с ней в виде тонкой пленки. На рис. 3.1, а линия OO представляет поверхность коллоидной частички, непосредственно возле которой расположены положительные ионы двойного слоя, а далее ионы диффузного слоя, ограниченные на рисунке линией CD, являющейся границей электронейтрального комплекса мицеллы. При движении коллоидная частичка в электрическом поле увлекает часть раствора, ограниченную на рисунке линией AB, а часть ионов диффузного слоя, расположенных между линиями AB и CD, отрывается от частички. При этом она становится отрицательно заряженной, а окружающий ее раствор приобретает положительный заряд. Скачок потенциала, возникающий при этом между частью жидкости, увлекаемой коллоидной частичкой, и остальным раствором, называется *электрокинетическим,* или *ξ-потенциалом.*

ξ-потенциал изменяется при прибавлении к коллоидным системам электролитов. Для отрицательно заряженных частичек ξ-потенциал зависит от величины заряда катионов электролита, а для положительно заряженных частичек — от величины заряда анионов.

С прибавлением электролитов концентрация ионов в диффузном слое увеличивается, и для компенсации зарядов на поверхности частичек требуется меньший объем диффузного слоя (т. е. происходит как бы его сжатие). Сжатие может дойти до такой степени, что диффузный слой не будет выходить за пределы линии, ограничивающей поверхность скольжения коллоидной частички при ее движении (см. рис. 3.1, б, линия AB). Когда диффузный слой сожмется до размера, ограниченного линией AB, ξ-потенциал станет равным нулю. В этот момент

коллоидные частички будут находиться в изоэлектрическом состоянии (изоэлектрическим состоянием называется состояние золя, при котором коллоидные частички не имеют электрического заряда). В результате устранятся причины, препятствовавшие их сближению, коллоидные частички, соединяясь, образуют сравнительно крупные агрегаты, которые начинают осаждаться.

При добавлении электролита к коагулируемому коллоиду можно заметить, что коагуляция начинается не в изоэлектрической точке, а при значении потенциала ≃0,03 В (значение ξ-потенциала для большинства коллоидов обычно составляет 0,07 В). Это значение ξ-потенциала является мерой устойчивости коллоидных систем и называется критическим; с его уменьшением устойчивость коллоидной системы снижается.

Изменение значения ξ-потенциала при сжатии диффузного слоя показано на рис. 3.3 (по оси абсцисс отложены расстояния от поверхности частички, по оси ординат — значения ξ-потенциалов). Степень влияния ионов зависит от их концентрации, валентности и размеров: чем выше концентрация ионов

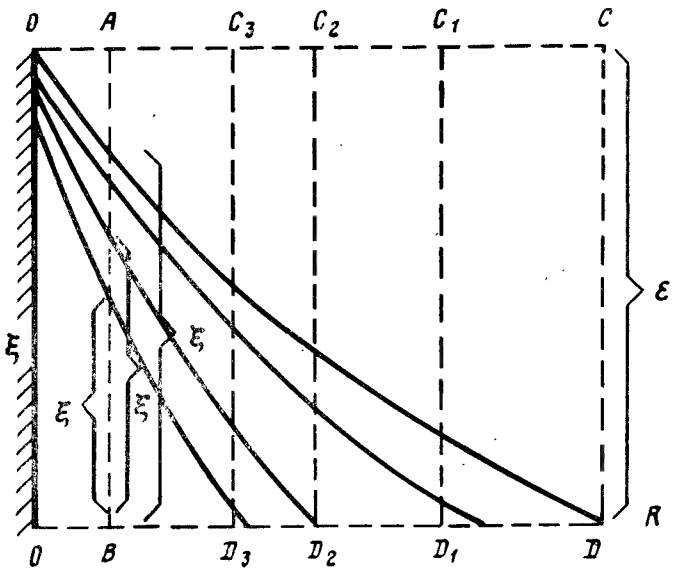


Рис. 3.3. Влияние электролитов на ξ — потенциал:
AB — поверхность скольжения; *CД* — граница диффузного слоя при наиболее низкой концентрации электролитов; $C_3Д_3$ — граница диффузного слоя при наиболее высокой концентрации электролитов.

и их валентность, тем больше сжатие диффузного слоя, а следовательно, тем сильнее эти ионы снижают устойчивость коллоидных частичек.

Так происходит коагуляция гидрофобных золей, обусловленная адсорбцией ионов и созданием двойного электрического слоя на поверхности коллоидных частичек. Их устойчивость в растворе определяется гидратацией ионов и влиянием зарядов поверхности на ориентированную адсорбцию дипольных молекул воды. Эти гидратные слои полностью зависят от ионных взаимодействий и при электролитной коагуляции не препятствуют слипанию частичек.

Совершенно иной характер устойчивости имеют гидрофильные золи, природа поверхности частичек которых обусловливает образование молекулярных сольватных слоев при участии вандерваальсовских, водородных и комплексных связей, вне зависимости от действия растворов электролитов небольших концентраций. Высокоочищенные золи H_2SiO_3 и $Al(OH)_3$ могут сохраняться в растворе даже при снижении ξ-потенциала почти до нуля.

Значение гидратных слоев объяснено тем, что для сближения коллоидных частичек необходимо затратить работу на преодоление сопротивления так называемого *«расклинивающего давления»*, обусловленного силами молекулярного сцепления воды с поверхностью частичек. На расстоянии 1 нм и меньше силы взаимного притяжения частичек преобладают над силами сцепления в гидратном слое. При больших расстояниях гидратные слои являются термодинамически устойчивым стабилизирующим фактором.

Аналогично влияют поверхностно-активные вещества. Изменение гидрофильности поверхности частичек в данном случае зависит от ориентации молекул поверхностно-активных веществ в адсорбционном слое. Увеличение гидрофильности и возрастание устойчивости коллоидных частичек в водных системах наблюдается, если полярные группы адсорбированных соединений обращены в сторону дисперсионной среды. Ориентация приобретает особое значение при образовании молекулами поверхностно-активных веществ в адсорбционных слоях двухмерных гелеобразных структур, обладающих повышенными структурно-механическими свойствами. Это явление называется коллоидной защитной, которая заключается в том, что при добавлении гидрофильных веществ к гидрофобным коллоидам они образуют структурно-прочные адсорбционные слои на поверхности частичек и повышают устойчивость последних по отношению к электролитам-коагулянтам.

Добавление к золю небольших количеств высокомолекулярных соединений (ВМС), которые не обеспечивают полного покрытия поверхности частичек золя, вызывает явление, противоположное коллоидной защите, — *сенсибилизацию*, т. е. повышение чувствительности золя к действию электролитов. Сенсибилизирующее действие ВМС проявляется независимо от знака заряда поверхности частичек золей. Термодинамическая устойчивость таких растворов определяется тем, что связь молекул полимерного соединения с водой сильнее их взаимной связи в твердой фазе и тем, что они равномерно распределены во всем объеме растворителя.

При очистке воды коагуляция коллоидов протекает под влиянием сложной смеси электролитов, находящихся в воде, и под влиянием ионов, вносимых в воду вместе с коагулянтом. Так, в случае применения $Al_2(SO_4)_3$, в воду вносят значительные количества ионов SO_4^{2-}.

Если в качестве коагулянта используется $FeCl_3$, в очищаемой воде повышается содержание ионов Cl^-. Наличие смеси электролитов усложняет коагуляцию, поскольку при этом эффекты влияния отдельных коагулирующих ионов усиливаются или ослабляются.

Коагуляция коллоидов вызывается не только электролитами, но и взаимодействием противоположно заряженных коллоидов, наступающим при адсорбции одного коллоида поверхностью другого. Этот процесс играет некоторую роль при осветлении воды коагулированием. Необходимым условием взаимной коагуляции является равенство противоположных зарядов частичек золей. При несоблюдении этого условия коагуляция протекает либо неполно, либо вовсе не наступает, независимо от количества прибавленного коагулирующего коллоида. Отсюда следует, что взаимная коагуляция коллоидов может протекать лишь в узкой зоне соотношения их концентраций.

Большинство коллоидов природных вод в отличие от золей коагулянтов заряжено отрицательно. К таким коллоидам относятся распространенные в природных водах кремниевая кислота, мельчайшие глинистые и почвенные частички, а также гумусовые вещества. Глинистые и почвенные взвеси состоят в основном из гидроалюмосиликатов.

Вода, входящая в состав глины, по современным представлениям не является кристаллогидратной. Молекула глины представляет собой молекулу алюмосиликатной кислоты, в которой кислород воды входит в состав аниона, а водород является катионом; простейшая формула гидроалюмосиликата в этом случае выглядит так: $H_4Al_2Si_2O_9$.

Анионы алюмосиликата образуют основу отрицательно заряженной глинистой частички, окруженной сферой положительных компенсирующих ионов водорода. Величина заряда глинистой частички и его знак зависят от pH воды, в которой суспензирована глина, поскольку при повышении концентрации ионов водорода уменьшается диссоциация алюмосиликатной кислоты, а благодаря этому и количество свободных ионов, обусловливающих устойчивость коллоидных частичек. Опыт подтверждает, что глинистые взвеси значительно скорее отстаиваются и коагулируют при подкислении воды.

Гумусовые вещества, также имеющие кислотный характер, в природных водах встречаются в виде стойких высокодисперсных отрицательно заряженных золей. Основу частичек составляют анионы, гуминовых кислот; ионы водорода или металлов составляют внешнюю оболочку двойного электрического слоя.

Большинство веществ, обусловливающих мутность и цветность природных вод, являются *гидрофобными* или *слабогидрофильными коллоидами.* Гидрофобны или слабогидрофильны и коллоиды, образующиеся при очистке воды в результате гидролиза вводимых в воду коагулянтов. Поэтому полное представление о поведении коллоидов в процессе очистки природных вод можно получить лишь при учете факторов устойчивости гидрофобных и гидрофильных коллоидов.

На наличие гидрофильных свойств у коллоидов природных вод указывают три фактора: малая чувствительность к содержанию электролитов; способность удерживать значительное количество воды их скоагулированными осадками; для некоторых из них, в особенности для продуктов разложения белковых веществ и гуминов, характерно проявление защитного действия по отношению к глинистым и почвенным суспензиям, коллоидной кремниевой кислоте, а также к золям гидроксидов алюминия и железа(III), образующихся при внесении в воду коагулянтов.

Защита гидрофобных коллоидов, с точки зрения технологии очистки воды, явление нежелательное, поскольку она вызывает образование стойких связей и замедляет осаждение коагулянта.

Коллоидные частички гидрофильных органических коллоидов представляют собой агрегаты молекул, свернутых в рыхлый клубок, промежутки в котором заполнены водой. Полярными группами в них (например, в гуминовых веществах) являются фенольные и карбоксильные. Устойчивость гидрофильных коллоидов объясняется развитой гидратной оболочкой. Например, у полярных групп OH^-, CO_3^{2-}, HCO_3^-, образующих коллоидные гидрофильные частички, молекулы воды, представляющие собой диполи, ориентируются и притягиваются в результате электростатического взаимодействия. По мере удаления от поверхности полярных молекул ориентация молекул воды ослабевает. Устойчивость гидрофильных систем снижается при химической обработке, в результате которой полярные группы HCO_3^- окисляются до карбонильных — гидрофобных (количество полярных групп в молекуле уменьшается). Для этой цели применяют предварительное хлорирование воды перед введением коагулянта.

Используемые в технологии очистки воды коагулянты чаще всего являются солями слабых оснований и сильных кислот ($Al_2(SO_4)_3$, $FeSO_4$, $FeCl_3$ и др.). При растворении они гидролизуют. Взаимодействуя с гидроксильными ионами, содержащимися в воде, в результате электролитической диссоциации последней эти соли образуют малорастворимые основания. В воде накапливаются ионы водорода, и раствор приобретает кислую реакцию.

Полнота гидролиза имеет большое значение как для самой коагуляции, так и для качества очищаемой воды, поскольку наличие ионов алюминия в очищенной питьевой воде недопустимо.

Скорость гидролиза можно описать уравнением:

$$v = K_г [Me^{n+}] [H_2O],$$

где v — скорость гидролиза; $K_г$ — константа гидролиза; $[Me^{n+}]$ — концентрация катионов в растворе коагулянта; $[H_2O]$ — концентрация воды в растворе.

Из уравнения следует, что скорость гидролиза пропорциональна концентрации катионов коагулянта. Поскольку применяющиеся концентрации растворов коагулянта незначительны, можно считать, что скорость гидролиза коагулянта прямо пропорциональна его концентрации (или его дозе), введенной в воду. Согласно правилу Вант—Гоффа с повышением температуры на каждые 10 градусов скорость гидролиза, как и большинства химических реакций, возрастает примерно в 2—4 раза.

Необходимым условием для более полного протекания гидролиза является удаление из сферы реакции образующихся $Fe(OH)_3$ или $Al(OH)_3$, а также связывание ионов H^+ в малодиссоциированные молекулы. Гидролиз усиливается с разбавлением коагулянта.

Более полному гидролизу подвержены коагулянты, образующие гидроксиды с меньшей константой диссоциации (величиной, характеризующей способность электролитов диссоциировать на ионы) или меньшим произведением растворимости.

Гидролиз солей железа(III) протекает полнее, чем солей алюминия, и значительно полнее, чем солей железа(II).

Как следует из уравнения, с увеличением степени гидролиза pH раствора должно уменьшаться. Любое повышение pH раствора обеспечивает полный гидролиз введенного в воду коагулянта. Для быстрого и полного гидролиза коагулянтов необходим некоторый щелочной резерв воды, т. е. наличие в ней определенного количества ионов HCO_3^-, OH^-, которые связывают ионы водорода, выделяющиеся при гидролизе:

$$H^+ + \frac{HCO_3^-}{OH^-} = H_2O + \frac{CO_2\uparrow}{1}.$$

Благодаря наличию в воде буферной системы HCO_3^-—H_2CO_3 с pH, близким к 7, pH воды при гидролизе коагулянтов в большинстве случаев изменяется незначительно (уменьшается).

По уравнению гидролиза коагулянтов можно вычислить концентрацию ионов HCO_3^-, необходимую для нейтрализации кислоты, образующейся при гидролизе определенной дозы коагулянта. Из суммарной реакции гидролиза $Al_2(SO_4)_3$ в присутствии ионов HCO_3^-

$$Al_2(SO_4)_3 + 3Ca(HCO_3)_2 + 6H_2O = 2Al(OH)_3 + 3CaSO_4 + 6H_2CO_3,$$

следует, что на каждые 342 мг $Al_2(SO_4)_3$ расходуется 6 мг-экв HCO_3^-.

В тех случаях, когда концентрация ионов OH^-, HCO_3^-, содержащихся в воде, недостаточна для полного гидролиза коагулянта, щелочность воды повышают введением известкового молока или раствора соды. В первом случае *эффект подщелачивания* объясняется связыванием ионов H^+ ионами OH^- извести, во втором — связыванием ионов H^+ в ионы HCO_3^-.

Зная щелочность обрабатываемой воды и дозу введенного коагулянта, можно вычислить дозу извести или соды, необходимой для гидролиза и обеспечения резервной остаточной щелочности, равной 1 мг-экв/л.

Гидролиз солей алюминия, используемых в качестве коагулянтов, протекает в несколько стадий:

$$Al^{3+} + H_2O \rightleftarrows Al(OH)^{2+} + H^+$$
$$Al(OH)^{2+} + H_2O \rightleftarrows Al(OH)_2^+ + H^+$$
$$Al(OH)_2^+ + H_2O \rightleftarrows Al(OH)_3 + H^+$$
$$\overline{Al^{3+} + 3H_2O \rightleftarrows Al(OH)_3\downarrow + 3H^+}.$$

Степень гидролиза повышается с разбавлением раствора, повышением его температуры и pH.

Гидроксид алюминия является типичным амфотерным соединением, т. е. обладает как кислотными, так и основными свойствами:

$$Al(OH)_3 + 3H^+ \rightleftarrows Al^{3+} + 3H_2O,$$
$$Al(OH)_3 + OH^- \rightleftarrows AlO_2^- + 2H_2O.$$

Константа равновесия для первого уравнения

$$k_1 = \frac{[Al^{3+}]}{[Al(OH)]_3[H^+]^3} \text{ или } k_1' = \frac{[Al^{3+}]}{[H^+]^3},$$

($Al(OH)_3$ содержится в твердой фазе и концентрация его в растворе постоянна), откуда $[Al^{3+}]=k'[H^+]^3$.

Для второго уравнения константа равновесия

$$k_2 = \frac{[AlO_2^-]}{[Al(OH)_3][OH^-]},$$

или

$$k_2' = \frac{[AlO_2^-]}{[OH^-]},$$

откуда

$$[AlO_2^-] = k_2'[OH^-] = \frac{k_2' k_w}{[H^+]},$$

где k_w — ионное произведение воды (величина постоянная, зависящая только от температуры).

Таким образом, растворимость $Al(OH)_3$ в кислой среде, прямо пропорциональна концентрации водородных ионов в третьей степени $[H^+]^3$, а в щелочной — обратно пропорциональна $[H^+]$.

Осаждение $Al(OH)_3$ начинается при pH=3 и становится полным при pH=7. Дальнейшее повышение pH ведет к растворению осадка (*пептизации*), заметному при pH=9. Рентгенографически установлено, что в гидрокарбонатно-хлоридных и гидрокарбонатно-сульфатных средах частички формируются с образованием гидроаргиллита — $Al(OH)_3$, способного существовать в этих условиях длительное время.

При коагулировании в кислых и нейтральных средах, содержащих небольшое количество гидрокарбонатов, для нейтрализации ионов H^+, накапливающихся в воде при гидролизе $Al_2(SO_4)_3$, можно применять смесь $Al_2(SO_4)_3$ и $NaAlO_2$. В этом

случае накапливающиеся ионы H^+ будут нейтрализоваться ионами OH^-, образующимися при гидролизе $NaAlO_2$:

$$AlO_2^- + 2H_2O \rightleftarrows Al(OH)_3 + OH^-.$$

Если в смеси выдержано необходимое соотношение между $Al_2(SO_4)_3$ и $NaAlO_2$, то при гидролизе значение воды практически не изменяется и гидролиз обоих реагентов протекает достаточно полно.

Гидролиз $FeCl_3$ протекает в три стадии:

$$Fe^{3+} + H_2O \rightleftarrows Fe(OH)^{2+} + H^+$$
$$Fe(OH)^{2+} + H_2O \rightleftarrows Fe(OH)_2^+ + H^+$$
$$Fe(OH)_2^+ + H_2O \rightleftarrows Fe(OH)_3 + H^+$$
$$Fe^{3+} + 3H_2O \rightleftarrows Fe(OH)_3\downarrow + 3H^+$$

Гидролиз железного купороса в воде выражается уравнением

$$Fe^{2+} + H_2O \rightleftarrows Fe(OH)_2 + 2H^+.$$

Поскольку растворимость $Fe(OH)_2$ велика и он значительно диссоциирован, равновесие гидролиза сильно смещено влево. Образующийся $Fe(OH)_2$ под действием кислорода, растворенного в воде, окисляется в $Fe(OH)_3$:

$$4Fe(OH)_2 + O_2 + 2H_2O = 4Fe(OH)_3\downarrow.$$

Хлопья $FeCl_3$ наиболее интенсивно образуются при pH=5 ... ... 7, причем оптимум находится между значениями pH 6,1 и 6,5. Изоэлектрическая точка $Fe(OH)_3$ соответствует значению pH несколько большему, чем 6,5. Хлопьеобразование $Fe(OH)_3$, в отличие от $Al(OH)_3$, протекает в значительно более широком диапазоне значений pH. Рентгенографически установлено, что при гидролизе солей железа(III) в гидрокарбонатно-хлоридных и гидрокарбонатно-сульфатных средах образуется одна и та же модификация гидроксида железа(III) — гетит $\alpha\cdot FeO(OH)$. Характерно, что α-гидроксид железа(III) образуется и в случае гидролиза солей железа(II), например, железного купороса, окисляемого хлором или растворенным в воде кислородом при подщелачивании известью.

Для нормальной коагуляции большую роль играют размеры и структура частичек гидроксидов, причем размеры частичек, выделяющихся при гидролизе коагулянтов, зависят главным образом от степени пересыщения раствора. В процессе водоочистки гидролиз солей-коагулянтов протекает в разбавленных растворах, что создает условия слабого пересыщения и благоприятствует образованию крупных частичек при обеспечении необходимого периода времени на их формирование. *Структура выделяющихся из раствора частичек зависит от* скорости двух протекающих одновременно процессов: *беспорядочного слипания частичек при столкновениях (агрегации) и роста кристаллов (ориентации)*. При незначительном пересыщении главную роль играет скорость ориентации, которая у гидроксидов понижается с увеличением числа гидроксильных ионов, связанных с атомом металла. Поэтому частички гидроксидов двухвалентных металлов имеют кристаллическую форму, а гидроксиды трехвалентных металлов (алюминия и железа) выделяются главным образом в аморфном состоянии.

Процесс искусственного обесцвечивания воды согласно современным представлениям протекает следующим образом. При добавлении к очищаемой воде раствора коагулянтов в течение первых 30—180 с происходит гидролиз добавленных солей и образуются коллоидные гидроксиды алюминия и железа, имеющие огромные активные поверхности. Коллоидные примеси, содержащиеся в воде, адсорбируются на поверхности частичек гидроксидов. *При адсорбции следует различать два процесса: собственно адсорбцию и фиксацию (закрепление)* адсорбированных коллоидов на поверхности. В первом процессе главную роль играют силы межмолекулярного взаимодействия. Адсорбция коллоидных частичек зависит от их дисперсности: она тем больше, чем выше дисперсность и чем меньше устойчивость частичек.

Причины фиксации могут быть различными. Чаще всего необходимость процесса адсорбции гуминов и других коллоидных загрязнений воды на поверхности гидроксидов вызывается образованием особого рода поверхностных соединений — *лаков*. Большое значение в процессе фиксации адсорбированных коллоидов имеет их коагуляция вследствие разноименности зарядов адсорбированных частичек и поверхности адсорбента. Наличие заряда у адсорбирующихся коллоидных частичек влияет на их адсорбируемость.

Коагуляция частичек $Fe(OH)_3$ и $Al(OH)_3$, а также связанное с этим выделение их из воды совместно с адсорбированными на их поверхности коллоидными примесями происходит под действием растворенных в воде электролитов. В связи с этим очистка цветных вод с повышенной степенью минерализации протекает обычно лучше, чем мягких, бедных солями вод. Из описанного процесса обесцвечивания следует, что коагуляции подвергаются не коллоидные примеси воды, а образу-

ющиеся при гидролизе коагулянтов гидроксиды. Вода очищается не в результате коагуляции, а вследствие адсорбции различных коллоидных и высокомолекулярных примесей на поверхности гидроксидов. Процесс коагуляции гидроксидов фактически приводит к удалению отработанного сорбента из очищенной воды.

Характер осветления природных вод определяется свойствами взвеси: при наличии крупных частичек вода осветляется благодаря их *декантации под влиянием силы гравитации*, а при наличии высокодисперсных частичек осветление воды определяется *их обменной катионной емкостью*. Если эта емкость превышает 250 мг-экв/л, вода осветляется без добавления коагулянта в результате сжатия двойного электрического слоя за счет обмена одновалентных ионов на двух- и трехвалентные. Природные воды обычно содержат взвесь со значительно меньшей обменной емкостью. В этом случае эффективное хлопьеобразование наступает лишь при добавлении коагулянта, образующего гидроксид, к хлопьям которого прилипают частички взвеси, или он сам обволакивает взвешенные вещества. Большое значение имеет также ортокинетическая коагуляция вследствие захватывания взвеси сеткой оседающих хлопьев гидроксида. Из сказанного следует, что процесс коагулирования зависит прежде всего от солевого состава воды, главным образом от ее анионного состава, поскольку $Fe(OH)_3$ и $Al(OH)_3$ заряжены положительно и коагулирующими ионами для них являются анионы. Самыми распространенными анионами большинства природных вод являются HCO_3^-, Cl^- и SO_4^{2-}. Концентрация этих анионов, обеспечивающая максимальную скорость коагуляции $Fe(OH)_3$ и $Al(OH)_3$, составляет: для SO_4^{2-} — 0,001—0,002 н., для Cl^- — 0,07 н. и для HCO_3^- — 0,005 н. В природных водах концентрации указанных анионов обычно ниже, следовательно, коагуляция гидроксидов протекает медленнее.

3.2. Регулирование оптимальных условий коагуляции

Основными факторами, влияющими на процесс коагуляции примесей воды в объеме (*конвективная коагуляция*), являются: температура и щелочность воды; концентрация водородных ионов и анионный состав воды; правильный выбор дозы коагулянта и быстрота его смешения и равномерность распределения в воде; содержание в воде естественных взвесей; условия протекания процесса хлопьеобразования (*ортокинетическая фаза* процесса коагуляции).

В зависимости от pH воды состав коагулянта претерпевает изменения (рис. 3.4, а). Следует отметить, что если в обрабатываемой воде содержание ионов металла коагулянта превышает растворимость его соединений при данном pH, то это вызывает его пересыщение, ведущее к образованию отложений в коммуникациях. Растворимость гидроксида алюминия уменьшается с понижением pH воды и с повышением ее температу-

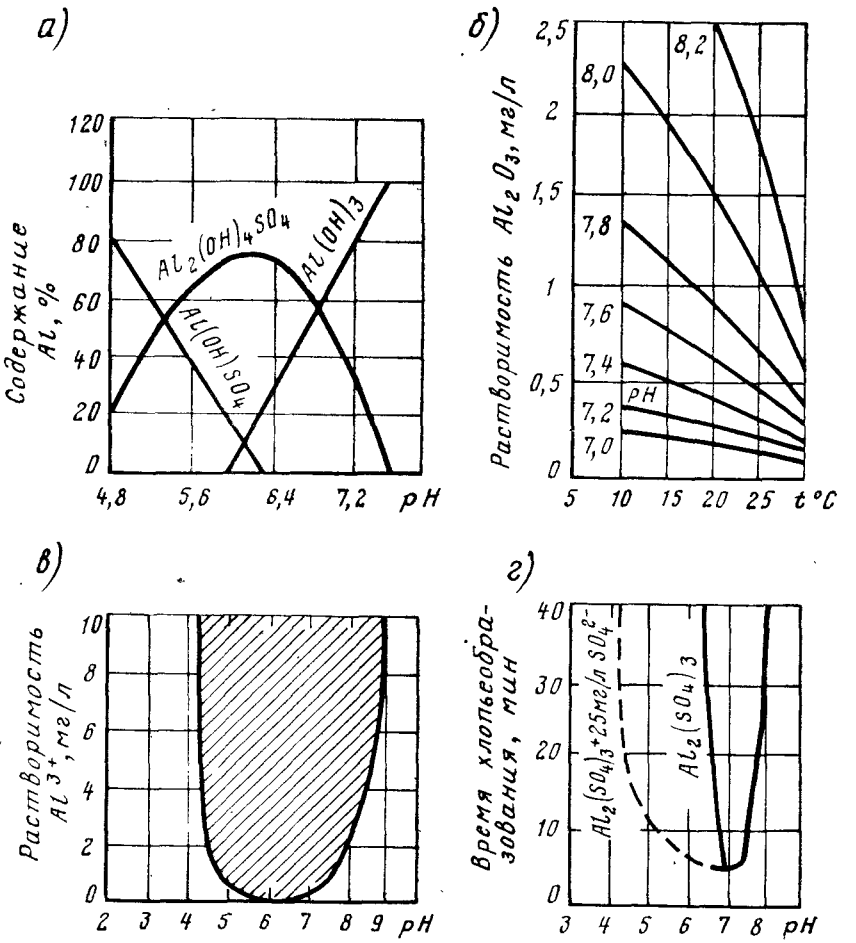


Рис. 3.4. Свойства и соединения алюминия в зависимости от pH воды: *а* — соединения алюминия, формирующиеся при различных pH воды; *б* — растворимость гидроксида алюминия в зависимости от температуры и pH воды; *в* — область присутствия в воде (заштрихована) гидроксида алюминия; *г* — влияние сульфатионов и pH воды на скорость коагуляции гидроксида алюминия.

ры (рис. 3.4, б). Из графиков рис. 3.4, в видно, что при pH воды ниже 3,4 вместо гидроксида алюминия образуются его основные растворимые соли, а при pH больше 8,5 — амфотерный гидроксид алюминия растворяется из-за образования алюминатов. Как показывает практика водоподготовки, оптимальные значения pH при коагулировании сульфатом алюминия следующие: для мягких цветных вод (более 50 град) щелочностью до 1,5 мг-экв/л — 5 ... 6; для малоцветных вод (до 40 град) средней жесткости (4 ... 5 мг-экв/л) щелочностью 3 ... 4 мг-экв/л — 6 ... 7,2; для малоцветных жестких (6 ... 8 мг-экв/л) вод с минерализацией 0,8 ... 1,0 г/л и щелочностью свыше 5 мг-экв/л — 6,5 ... 7,5.

Напротив, гидроксид железа(III) не обладает амфотерными свойствами и диапазон pH его образования значительно шире, чем для гидроксида алюминия.

Влияние pH воды на коагулирование ее примесей. Выше было показано, что чем больше разница между pH обрабатываемой воды и pH изоэлектрического состояния вещества ($pH_{из}$), тем больше величина его заряда и тем больше его агрегативная устойчивость. Отсюда становится понятным значение pH исходной воды при коагулировании ее примесей. Образующийся при диссоциации ион алюминия (или железа) принимает участие не только в образовании коллоидов гидроксидов, но и активно действует в процессе обменной адсорбции катионов, вытесняя из диффузионного слоя менее активные катионы. В результате меняются физико-химические свойства примесей и, что самое важное, изменяется их pH изоэлектрической точки. Так, новые значения $pH_{из}$ для глинистых частиц и гуматов соответственно будут равны 7,1 и 7,0, т. е. в обычных условиях они будут коагулировать не только между собой, но и с гидроксидом алюминия, $pH_{из}$ которого — 7,2.

Влияние анионного состава воды на коагулирование ее примесей. Частицы гидроксида железа и алюминия в слабокислой и нейтральной среде, сорбируя катионы водорода и алюминия (железа), приобретают положительный заряд. В процессе коагулирования примесей воды происходят их адсорбция и адгезия на поверхности гидроксидов, выделение которых в осадок осуществляется в результате электролитной коагуляции солей, находящихся в обрабатываемой воде. Следовательно, анионный состав воды оказывает существенное влияние на электролитное коагулирование гидроксидов металлов при гидролизе в момент их формирования. И. Э. Апельцин, Е. Д. Бабенков и другие подчеркивают коагулирующее влияние сульфат-иона. Так, при коагулировании примесей в воде с солесодержанием до 100 мг/л процесс протекает вяло. Однако, добавка сульфат-

ионов ускоряет его ход и значительно расширяет зону оптимальных значений pH (рис. 3.4, г) в сторону понижения. Исследования И. Т. Гороновского, Е. Д. Бабенкова и других показали, что максимальная скорость коагулирования обусловлена пороговыми концентрациями в воде следующих ионов: хлор-ион — 0,07 н; гидроксильный ион — 0,1 ... 0,3 н; бикарбонатный ион — 0,005 н; сульфат-ион — 0,001 ... 0,002 н. Следовательно, коагулирование гидроксидов определяется наличием в природных водах бикарбонатных и сульфатных ионов, а поскольку их концентрации обычно ниже пороговых, то и процесс коагулирования протекает менее интенсивно.

Следует отметить, что катионы натрия, магния и кальция оказывают значительно меньшее влияние на ход процесса коагулирования гидроксидов. Это не распространяется на воды со значительным содержанием сульфат-иона, когда ион кальция влияет на ход коагулирования, что объясняется образованием микросоединений сульфата кальция в адсорбционном слое коллоидных мицелл, представляющих собой центры коагуляции.

Правильный выбор дозы коагулянта имеет первостепенное значение для коагулирования примесей воды. Под *дозой коагулянта* подразумевается определенное массовое количество реагента, которое добавляется к единице объема обрабатываемой воды. Доза коагулянта измеряется в мг/л, г/м³.

Наглядное представление о влиянии дозы коагулянта на процессы осветления и обесцвечивания воды дает *коагуляционная кривая* (рис. 3.5). Ее можно разбить на три зоны. В первой зоне при малых дозах коагулянта эффект осветления и обесцвечивания воды отстаиванием или фильтрованием незначителен. Во второй зоне увеличение дозы коагулянта резко сказывается на эффекте осветления и обесцвечивания воды. Граница между первой и второй зонами носит название порога коагуляции. В третьей зоне увеличение дозы коагулянта не дает заметного улучшения эффекта осветления и обесцвечивания воды. Кривая практически параллельна на оси абсцисс. Граница между второй и третьей зонами носит название оптимальной дозы.

Анализ коагуляционной кривой позволяет убедиться в том, какое огромное значение оказывает доза коагулянта на процессы осветления и обесцвечивания воды. Все характерные точки коагуляционной кривой (порог коагуляции, оптимальная доза, размеры зон) зависят от качества и свойств исходной воды. Не существует единой коагуляционной кривой, однако, их характер одинаков.

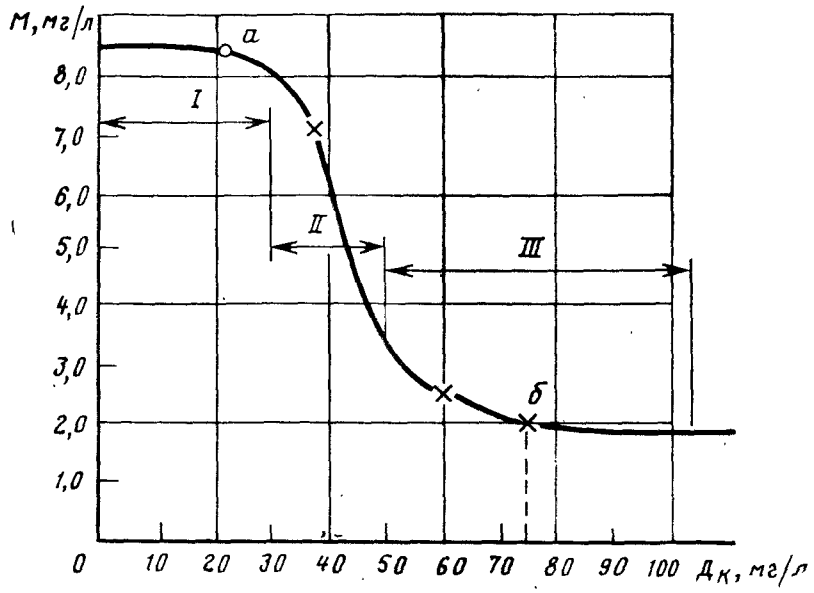
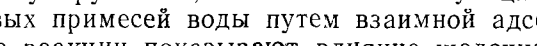
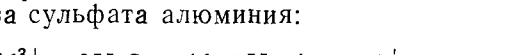


Рис. 3.5. Коагуляционная кривая:
а — порог коагуляции; *б* — оптимальная доза.

Влияние щелочности воды на процесс коагуляции. Различают три формы щелочности: бикарбонатную (HCO_3^-), карбонатную (CO_3^{2-}) и гидратную (OH^-). Под общей щелочностью воды подразумевают их сумму. При введении в обрабатываемую воду коагулянта, например, сульфата алюминия, образуется гидроксид алюминия, который при обычных значениях pH воды не только коагулирует сам, но вызывает коагуляцию агрегативно устойчивых примесей воды путем взаимной адсорбции. Нижеприводимые реакции показывают влияние щелочности на процесс гидролиза сульфата алюминия:



$$Al^{3+} + 3H_2O \rightarrow Al(OH)_3\downarrow + 3H^+,$$



$$H^+ + HCO_3^- \rightarrow CO_2\uparrow + H_2O.$$

Выделяющиеся при гидролизе сульфата алюминия ионы водорода понижают pH воды, и, сдвигая его значение от изоэлектрической точки коагуляции гидроксида алюминия, ухудшают условия коагуляции. Одновременно избыток ионов водорода прекращает процесс гидролиза сульфата алюминия

$$2H^+ + CO_3^{2-} = CO_2\uparrow + H_2O,$$

$$H^+ + OH^- = H_2O.$$

Поэтому наличие достаточного щелочного резерва имеет важное значение при рассмотрении условий протекания процесса коагулирования примесей воды. Критерием достаточности естественной щелочности воды может служить следующее выражение:

$$\Delta Щ = \frac{Щ_0\,(10^{\Delta pH} - 1)}{1 + k_1 \cdot 10^{pH_0 + \Delta pH} + \mu^{0,5}},$$

(при pH<8,4), где ΔЩ — доза щелочи (при подщелачивании) или кислоты (при подкислении), мг-экв/л; Щ — щелочность исходной воды, мг/экв/л; pH_0 — pH исходной воды; ΔpH — величина, на которую нужно изменить pH воды (при подщелачивании pH величина положительная, а при подкислении — отрицательная); k_1 — константа 1 ступени диссоциации H_2CO_3; μ — ионная сила раствора.

Влияние температуры воды на процесс коагуляции ее примесей. Молекулы воды, а также частицы ее примесей находятся в тепловом броуновском движении, интенсивность которого прямо пропорциональна температуре воды. Процесс коагуляции во времени делится на две фазы: *перекинетическую* и *ортокинетическую.* Первая фаза весьма непродолжительна и заключается в том, что после введения коагулянта и нарушения агрегативной устойчивости частиц примесей в результате обменной адсорбции ионов наступает процесс их агломерации при контактировании. Очевидно, что вероятность соударения отдельных частиц между собой и их последующая агломерация зависят от скорости взаимного перемещения от теплового броуновского движения. Перекинетическая фаза процесса коагулирования примесей воды заканчивается образованием первичных агрегатов, для дальнейшего передвижения которых энергии теплового броуновского движения уже недостаточно.

Влияние условий перемешивания воды на процесс коагулирования ее примесей. Вторая фаза коагуляции — ортокинетическая, в отличие от первой протекает значительно дольше (до 60 мин и более) и заключается в слипании и формировании крупных плотных хлопьев, что обеспечивается созданием оптимальных условий для дальнейшего укрупнения первичных агрегатов путем перемешивания обрабатываемой воды в специальных сооружениях — камерах хлопьеобразования, в результате которого происходит контактирование первичных мелких

агрегатов. На этот процесс существенное влияние оказывают условия перемешивания. С одной стороны, интенсивность перемешивания должна обеспечивать максимально возможное контактирование отдельных агрегатов между собой, а с другой — она не должна вызывать разрушение образующихся хлопьев.

Влияние быстроты смешения коагулянта с водой и равномерности его распределения. При введении коагулянта в обрабатываемую воду очень важно обеспечить равномерность его распределения в объеме воды. Наглядное представление об этом дает коагуляционная кривая (рис. 3.5). В той части воды, где доза коагулянта будет явно недостаточна, процесс коагуляции не произойдет (первая зона). В другой части объема воды, где доза коагулянта будет в избытке (третья зона), будут образовываться очень крупные рыхлые хлопья с большим количеством молекул «захваченной» воды. Их плотность будет близка к плотности воды, и поэтому они будут находиться в состоянии безразличного равновесия, не выпадая в осадок, и только в той части объема обрабатываемой воды, где доза коагулянта будет близка к оптимальной, процесс коагуляции будет протекать нормально. Таким образом, равномерное распределение коагулянта во всей массе обрабатываемой воды является необходимым условием для обеспечения надлежащего эффекта процесса коагулирования примесей воды.

Наряду с этим немаловажное значение для коагуляции имеет быстрота смешения коагулянта с водой. При быстром и равномерном их смешении создаются предпосылки для одновременного начала перекинетической коагуляции во всем объеме воды, что существенно влияет на конечный эффект процесса.

Влияние на процесс коагуляции содержания в исходной воде естественных взвесей. Конечным продуктом процесса коагулирования примесей воды являются хлопья, которые выделяют при осаждении, флотацией или фильтрованием. По своей структуре хлопья представляют собой цепочки гидроксида алюминия, на поверхности которых адсорбированы коллоидные и мелкодисперсные примеси. В свою очередь, эти цепочки могут прилипать к поверхности грубодисперсных примесей. Кроме того, в составе хлопьев находится некоторое количество молекул воды. При этом грубодисперсные примеси являются как бы центрами коагуляции, способствуя не только интенсификации процесса, но и формированию более крупных и плотных хлопьев, которые быстро высаживаются в осадок или легко извлекаются при фильтровании.

3.3. Реагенты, используемые при водоподготовке

При улучшении качества воды в качестве коагулянтов используют соли алюминия и железа. В отечественной практике обычно их применяют в растворенном состоянии. В табл. 3.1 приведена растворимость коагулянтов (в пересчете на безводный продукт), а в табл. 3.2 — плотность растворов коагулянтов различной концентрации. Приведенная в этих таблицах массовая концентрация $C_м$ (число граммов растворенного вещества в 100 г раствора) переводится в объемно-массовую концентрацию $C_о$ (число граммов растворенного вещества в 1 л раствора) по уравнению

$$C_о = 10\rho C_м,$$

где ρ — относительная плотность раствора (для воды $\rho = 1000$ кг/м^3).

Зависимость плотности от температуры выражается формулой

$$\rho_1 = \rho_{t_о} + a(t_о - t),$$

где $a = 0{,}25 \ldots 0{,}4$ кг/(м^3·°С) — температурный коэффициент плотности; $t_о$, t — соответственно температуры измеренная и расчетная.

Таблица 3.1.

Коагулянт	Растворимость, % по массе, при температуре раствора, °С								
	0	10	20	30	40	50	60	80	100
$Al_2(SO_4)_3$	23,8	25,1	26,7	28,8	31,4	34,3	37,3	42,2	47,1
$FeCl_3$	42,7	45,0	47,9	51,6	—	78,2	78,9	84,0	84,3
$FeSO_4$	13,5	17,0	21,0	24,8	28,7	32,3	35,5	30,5	—

Таблица 3.2.

Коагулянт	Температура растворов, °С	Плотность раствора, кг/м^3, при его концентрации, % по массе									
		1	2	4	6	8	10	20	30	40	50
$Al_2(SO_4)_3$	19,0	1000	1019	1040	1060	1033	1105	1266	1338	—	—
$FeCl_3$	17,5	1007	1015	1032	1049	1067	1085	1182	1291	1417	1551
$Fe_2(SO_4)_3$	17,5	1007	1016	1033	1050	1067	1084	1181	1307	1449	1613
$FeSO_4$	18,0	1008	1018	1037	1057	1078	1100	1213	—	—	—

В водоподготовке применяют следующие алюминийсодержащие коагулянты: сульфат алюминия, оксихлорид алюминия, алюминат натрия (табл. 3.3).

Таблица 3.3.

Коагулянт	Формула	Содержание, % по массе	
		Al_2O_3	нерастворимых примесей
Сульфат алюминия: неочищенный	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$	>9	<30
очищенный	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ $Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$ $Al_2(SO_4)_3 \cdot 12H_2O$	>13,5 17 ... 19 28,5	<1 — 3,1
Оксихлорид алюминия	$Al_2(OH)_5Cl \cdot 6H_2O$	40 ... 44	—
Алюминат натрия	$NaAlO_2$	45 ... 55	6 ... 8

Сульфат алюминия $Al_2(SO_4)_3 \times 18H_2O$ — неочищенный технический продукт, представляющий собой куски серовато-зеленоватого цвета, получаемые путем обработки бокситов, нефелинов или глин серной кислотой. Он должен иметь не менее 9% Al_2O_3, что соответствует содержанию порядка 30% чистого сульфата алюминия. В нем также содержится около 30% нерастворимых примесей и до 35% воды.

Очищенный сульфат алюминия (ГОСТ 12966—85*) получают в виде плит серовато-перламутрового цвета из неочищенного продукта или из глинозема растворением в серной кислоте. Он должен иметь не менее 13,5% Al_2O_3, что соответствует содержанию 45% сульфата алюминия. Оба рассмотренных коагулянта перевозят навалом в закрытых железнодорожных вагонах.

В России для обработки воды выпускается также 23—25%-ный раствор сульфата алюминия. При его применении отпадает необходимость в специальном оборудовании для растворения коагулянта, а также упрощаются и удешевляются погрузочно-разгрузочные работы и транспортирование.

Глинозем имеет повышенную чувствительность к pH и температуре обрабатываемой воды. Изоэлектрическая область для гидроксида алюминия, где у него наименьшая растворимость,

соответствует pH=6,5 ... 7,5. При более низких значениях pH образуются частично растворимые основные соли, при более высоких — алюминаты. При температуре исходной воды ниже 4 °C в результате возрастания гидратации гидроксида алюминия замедляются процессы коагулирования ее примесей и декантации хлопьев, быстро засоряются фильтры, осадок гидроксида алюминия отлагается в трубах, остаточный алюминий попадает в фильтрат, а хлопья гидроксида образуются в воде уже после подачи потребителям.

Оксихлорид алюминия $Al_2(OH)_5Cl \cdot 6H_2O$ представляет собой зеленоватые кристаллы, получаемые растворением свежеосажденного гидроксида алюминия в 0,5—1%-м растворе соляной кислоты. Реагент содержит 40 ... 44% Al_2O_3 и 20 ... 21 NaCl. Выпускается в виде 35%-ного раствора. При его применении минерализация воды возрастает, а ее щелочность снижается в меньшей степени, чем при введении сульфата алюминия, что особенно важно при обработке мягких вод.

Алюминат натрия $NaAlO_2$ представляет собой твердые куски белого цвета с перламутровым блеском на изломе, получаемые растворением гидроксида или оксида алюминия в растворе гидроксида натрия. Сухой товарный продукт содержит 55% Al_2O_3, 35% Na_2O и до 5% свободной щелочи NaOH. Растворимость $NaAlO_2$ — 370 г/л (при 20 °C). Насыпная масса 1,2 ... ... 1.8 т/м³.

В водообработке применяют также железосодержащие коагулянты: хлорное железо, сульфаты железа(II) и железа(III), хлорированный железный купорос.

Хлорное железо $FeCl_3 \cdot 6H_2O$ (ГОСТ 11159—86) представляет собой темные с металлическим блеском кристаллы, очень гигроскопичные, поэтому транспортируют его в железных герметичных бочках. Получают безводное хлорное железо хлорированием стальной стружки при температуре 700 °C, а также как побочный продукт при производстве хлоридов металлов горячим хлорированием руд. Содержит в товарном продукте не менее 98% $FeCl_3$. Плотность 1,5 т/м³.

Сульфат закиси железа $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ (железный купорос по ГОСТ 6981—85) представляет собой прозрачные зеленовато-голубые кристаллы, легко буреющие на воздухе в результате окисления железа(II). Товарный продукт выпускается двух марок (А и Б), содержащих соответственно не менее 53 и 47% $FeSO_4$, не более 0,25 и 1% свободной H_2SO_4 и не более 0,4 и 1% нерастворимого осадка. Поставляют его в деревянных бочках или барабанах массой до 120 кг, а также в ящиках массой 80 кг, плотность 1,5 т/м³. Промышленность выпускает также и 30%-ный раствор сульфата железа(II), содержащий до

2%, свободной H_2SO_4. Транспортируют его в гумированной таре.

Окисление гидроксида железа(II), образующегося при гидролизе железного купороса при pH воды менее 8, протекает медленно, что приводит к неполному его осаждению и неудовлетворительному коагулированию. Поэтому перед вводом железного купороса в воду добавляют известь или хлор либо оба реагента вместе, усложняя и удорожая тем самым водообработку. В связи с этим железный купорос используют главным образом в технологии известкового и известково-содового умягчения воды, когда при устранении магниевой жесткости значение pH поддерживают в пределах 10,2 ... 13,2 и, следовательно, соли алюминия не применимы.

Сульфат железа(III) $Fe_2(SO_4)_3 \cdot 2H_2O$ (сульфат железа окисный по ВТУ УХКП52—86) получают растворением оксида железа в серной кислоте. Продукт кристаллический, очень гигроскопичный, хорошо растворяется в воде. Поставляется в бумажных мешках, плотность 1,5 т/м³. Использование солей железа(III) в качестве коагулянта предпочтительнее по сравнению с сульфатом алюминия. При их применении улучшается коагуляция при низких температурах воды, на процесс мало влияет pH среды, ускоряется декантация скоагулированных примесей и уменьшается время отстаивания (плотность хлопьев гидроксида железа(III) в 1,5 раза больше, чем гидроксида алюминия). К числу недостатков солей железа(III) относится необходимость их точной дозировки, так как ее нарушение приводит к проникновению железа в фильтрат. Хлопья гидроксида железа(III) осаждаются неравномерно, в связи с чем в воде остается большое количество мелких хлопьев, поступающих на фильтры. Эти недостатки в значительной мере устраняются при добавлении сульфата алюминия.

Хлорированный железный купорос $Fe_2(SO_4)_3 + FeCl_3$ получают непосредственно на водоочистных комплексах обработкой раствора железного купороса хлором, вводя на 1 г $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ 0,160 ... 0,220 г хлора.

Смешанный алюможелезный коагулянт приготовляют из растворов сульфата алюминия и хлорного железа в пропорции 1 : 1 (по массе). Рекомендуемое соотношение может изменяться в конкретных условиях работы очистных сооружений. Максимальное отношение $FeCl_3$ к $Al_2(SO_4)_3$ при применении смешанного коагулянта по массе равно 2 : 1. Вода, обработанная смешанным коагулянтом, как правило, не дает отложений даже при низкой температуре, так как формирование и седиментация хлопьев заканчиваются в основном до фильтров; хлопья осаждаются равномерно, и в сооружениях I ступени достигается более полное осветление воды. Применение смешанного коагулянта позволяет существенно сократить расход реагентов. Составные части смешанного коагулянта можно вводить как раздельно, так и предварительно смешав растворы. Первый способ более гибок при переходе от одного оптимального соотношения реагентов к другому, однако, при втором проще осуществлять дозирование.

Флокулянтами в технологии очистки воды называют высокомолекулярные вещества, интенсифицирующие процесс хлопьеобразования гидроксидов алюминия или железа(III), а также работу отдельных водоочистных сооружений. Они принадлежат к классу линейных полимеров, для которых характерна цепочечная форма макромолекул. Молекулярная масса флокулянтов колеблется в пределах от десятков тысяч до нескольких миллионов; длина цепочки, состоящей из ряда одинаковых звеньев, составляет сотни нанометров. Они хорошо растворимы в воде. Их водные растворы являются истинными растворами, т. е. гомогенными однофазными термодинамически устойчивыми системами.

Высокомолекулярные флокулянты классифицируют на органические (природные и синтетические) и неорганические, на анионного и катионного типа. В качестве флокулянтов из природных веществ используют крахмал, водорослевую крупку, белковые гидролизные дрожжи, картофельную мезгу, альгинат натрия и др. Из синтетических анионных флокулянтов наиболее широко применяют органический полимер полиакриламид (ПАА), затем флокулянты серии К (К-4, К-6 и др.). Организовано также производство флокулянтов катионного типа (ВА-2, ВА-3, ВА-102, ВПК-101, ВПК-402, КФ, УКФ, ВАФ), которые в отличие от ПАА вызывают образование крупных хлопьев без предварительной обработки примесей воды коагулянтами. Среди неорганических флокулянтов наибольшее распространение получил активированный силикат натрия — активная (активированная) кремниевая кислота (АК).

Полиакриламид — белое аморфное, хорошо растворимое в воде вещество, содержащее ионогенные группы; при гидролизе образует акриловую кислоту и ее соли. Механизм действия ПАА основан на адсорбции его молекул на частицах примесей воды, гидроксидов алюминия или железа(III), образующегося при гидролизе солей-коагулянтов. Молекулы ПАА способны образовывать ассоциаты фибриллярных структур цепочки длиной 130 нм. Благодаря вытянутой форме молекулы адсорбция происходит в разных местах с несколькими частицами гидроксида, в результате чего последние связываются полимерными мостиками в тяжелые, крупные и прочные агрегаты (глобулы).

Для очистки воды применяют два сорта технического ПАА (СТУ12—02—84 и ТУ7—04—01—86): известковый и аммиачный. Оба сорта ПАА выпускаются в виде вязкого прозрачного желто-зеленого желеобразного геля с содержанием 7 ... 10% ПАА. Флокулянт поставляют в бочках по 100 ... 150 кг или в полиэтиленовых мешках, упакованных в ящики. ПАА термически стоек до 120 ... 130 °С, обладает малой токсичностью, не действует на кожу, глаза и слизистые оболочки.

Флокулянт ВА-2 (поли-4-винил-N-бензилтриметиламмоний-хлорид) представляет собой порошкообразный или 7 ... 15%-ный подвижный раствор полиэлектролита [молекулярная масса (5 ... 10) · 10^4]. Механизм действия ВА-2 заключается в том, что, имея положительный заряд, его макроионы адсорбируются на отрицательно заряженных коллоидно-дисперсных примесях воды, образуя крупные агрегаты. Поэтому при применении флокулянтов катионного типа хлопьеобразование происходит без обычных минеральных коагулянтов. Присутствующие в природных водах высокомолекулярные гуминовые кислоты формируют с ВА-2 нерастворимые агрегаты. Фенольные и гидроксильные группы гуминовых кислот, взаимодействуя с основными группами флокулянта, образуют малодиссоциированные соли.

При обработке маломутных цветных вод флокулянтом ВА-2 образование крупных хлопьев, однако, не происходит даже в оптимальных условиях перемешивания. Эффективное отделение хлопьев может быть достигнуто только путем фильтрования. Поэтому при очистке маломутных цветных вод ВА-2 следует применять только в одноступенных схемах с контактными осветлителями или крупнозернистыми фильтрами. Расход флокулянта при этом составляет 1 мг/л на 7 ... 10 град цветности, что экономически не выгодно.

В отличие от минеральных коагулянтов ВА-2 не увеличивает содержания взвешенных веществ, не повышает солесодержание воды, не изменяет ее pH и не усиливает коррозионных свойств воды. Это обстоятельство является одним из важнейших преимуществ катионных полимеров. Кроме того, замена коагулянта на ВА-2 сокращает объемы складских помещений и значительно упрощает эксплуатацию реагентного хозяйства. Применение ВА-2 наиболее эффективно при обработке мутных вод. Предварительные технико-экономические расчеты показали, что применение ВА-2 в дозах до 1,5 мг/л является более выгодным, чем обработка воды сернокислым алюминием. Содержание ВА-2 в очищенной воде, исходя из санитарно-токсикологических исследований, не должно превышать 0,5 мг/л.

Активная кремниевая кислота (АК) представляет собой коллоидный водный раствор кремниевых кислот их труднорастворимых солей, получаемых частичной или полной нейтрализацией щелочности силиката натрия (жидкого стекла) (ГОСТ 13078—81 и ГОСТ 13079—81) при воздействии активатора (серная кислота, сульфат алюминия, хлор, гидрокарбонат или гидросульфат натрия и др.). Получаемые молекулы кремниевой кислоты выделяются из раствора в виде отрицательно заряженных коллоидных частиц. Механизм взаимодействия АК с агрегативно-неустойчивыми примесями воды, а также с гидроксидами алюминия и железа(III) объясняется взаимной коагуляцией разноименно заряженных частиц и ее действием на свойства сверхмицеллярных структур, образующихся при введении коагулянта.

Растворы АК не выпускаются промышленностью, а готовятся на месте применения непосредственно перед использованием, т. е. они не относятся к стандартным продуктам с определенными свойствами. Последнее объясняется колебаниями в широких пределах содержания отдельных компонентов и модуля жидкого стекла, что влечет за собой нестабильность режима активации, который необходимо корректировать для каждой партии жидкого стекла. Наиболее быстрое образование геля АК и его коагуляция происходят при pH=5,5; при более низких значениях pH процесс замедляется. На эффективность флокулирующего действия АК влияют концентрация силиката натрия, степень его нейтрализации, продолжительность хранения полученных растворов. Наиболее перспективным способом приготовления АК на водоочистных комплексах является обработка растворов жидкого стекла хлором и сульфатом алюминия, т. е. реагентами, обычно применяемыми при очистке воды. Золи АК, обладающие наиболее высокими флокулирующими свойствами, при активации хлором могут быть получены при соблюдении следующих условий: концентрация раствора силиката натрия (в пересчете на SiO_2) 0,5 ... 3,5%; мольное отношение $Cl_2 : Na_2O$=0,7 ... 1,5; время вызревания 50 ... 80% времени гелеобразования (при $Cl_2 : Na_2O$=0,7 : 1,0) и 20 ... 50% (при $Cl_2 : Na_2O$=1 : 1,5); жесткость воды для разбавления до 4 мг-экв/л. В табл. 3.4 приведены оптимальные параметры процесса приготовления АК хлорированием растворов жидкого стекла.

Активированную кремнекислоту рекомендуется применять при обработке маломутных, цветных вод дозами 0,05 ... 5 мг/л. Важным ее преимуществом перед ПАА является более высокая эффективность при обработке холодной воды и значительно меньшая стоимость.

Применение флокулянтов при обработке воды позволяет ускорить в камерах хлопьеобразования и отстойниках форми-

Таблица 3.4.

Концентрация золя АК (В пересчете на SiO_2) %	Температура, °С	Молярное отношение Cl_2/Na_2O при способе	
		непрерывном	периодическом
1,5	2	1,16	0,98
	10	1,05	0,93
	20	0,98	0,88
2,0	2	1,00	0,85
	10	0,89	—
	20	0,85	—
2,5	2	0,84	—

Примечание. Время вызревания золей для непрерывного способа составляет 5 ... 10, для периодического — 60 мин.

рование хлопьев и их декантацию, повысить эффект осветления воды и увеличить скорость ее движения в сооружения. В осветлителях со взвешенным осадком они увеличивают концентрацию частиц во взвешенном слое и уменьшают их вынос из него при одновременном повышении скорости восходящего потока воды. Использование флокулянтов на фильтровальных аппаратах способствует удлинению времени защитного действия загрузки, улучшению качества фильтрата, повышению скорости фильтрования и относительному сокращению расхода промывной воды. Использование флокулянтов на действующих очистных сооружениях позволяет увеличивать их производительность и водоочистного комплекса в целом. В отдельные периоды года (паводки, низкие температуры воды и др.), когда технологические сооружения обеспечивают получение воды стандартного качества лишь при пониженной производительности, использование флокулянтов позволяет сохранять требуемую подачу воды. Флокулянты могут также значительно улучшить качество очищенной воды, если эксплуатируемые технологические сооружения по типу или расчетным параметрам не соответствуют загрязняющим воду примесям. В ряде случаев применение флокулянтов позволяет увеличить производительность действующих комплексов в 1,5 раза, а при правильном сочетании с простейшими мероприятиями по реконструкции сооружений еще больше; сократить размеры сооружений и снизить на 15 ... 20% стоимость очистки воды.

Помимо коагулянтов и флокулянтов в технологии улучшения качества воды применяют много других реагентов, о которых дает представление табл. 3.5.

Таблица 3.5.

Реагенты	Химическая формула основного вещества	ГОСТы и нормативные документы	Насыпная масса, т/м³	Назначение при обработке воды
1	2	3	4	5
Алюминий сернокислый технический очищенный (сульфат алюминия, гидрат)	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$ $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$	ГОСТ 12966—85	1,1 ... 1,4	Коагуляция примесей при осветлении и обесцвечивании воды
Алюминий сернокислый технический неочищенный	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$	—	1,1 ... 1,4	То же
Хлорное железо [хлорид железа (III)]	$FeCl_3$	—	1,5	То же, особенно целесообразно при низких температурах вод
Сернокислое окисное железо (сульфат железа (III), гидрат)	$Fe_2(SO_4)_3 \cdot 9H_2O$	ВТУУХКП 52—80	0,96	То же
Железный купорос технический [сульфат железа (II), гидрат]	$FeSO_4 \cdot 7H_2O$	—	1,15	То же, применяется при известковом и известково-содовом умягчении воды
Стекло натриевое жидкое (метасиликат натрия технический)	Na_2SiO_3	ГОСТ 13078—81* ГОСТ 13079-81	1,43 ... 1,55	После активации в качестве флокулянта
Полиакриламид технический	Сополимер амида и солей акриловой кислоты	СТУ 120221—84 ВТУ 70401—86	—	Флокуляция для интенсификации хлопьеобразования
Хлор жидкий	Cl_2	ГОСТ 6718—88*	1,41	Хлорирование воды для обеззараживания и интенсификации процессов ее осветления и обесцвечивания
Хлорная известь	$CaOCl_2$	ГОСТ 1692—85	1,2	Хлорирование воды для обеззараживания и интенсификации процессов ее осветления и обесцвечивания
Гипохлорит натрия	NaClO	ГОСТ 11086—86*	Раствор	То же

Продолжение табл. 3.5.

1	2	3	4	5
Тиосульфат натрия (тиосульфат натрия, гидрат)	$Na_2S_2O_3 \cdot 5H_2O$	ГОСТ 11086—86*	1,0	Дехлорирование воды
Сернистый ангидрид жидкий технический [оксид серы (IV)]	SO_2	ГОСТ 2918—89*	1,38	То же
Сульфит натрия (сульфит натрия, гидрат)	$Na_2SO_3 \cdot 7H_2O$	ГОСТ 903—86*	1,5	То же
Уголь активный марки:				
ОУ, сухой	—	ГОСТ 4453—84*	0,22	То же, устранение привкусов и запахов, придаваемых воде органическими веществами
БАУ (древесный)	—	ГОСТ 6217—84*	0,22	
КАД иодный рекуперационный	—	МРТУ 601611—83	0,22	
		ГОСТ 8703—84*	0,22	То же
Марганцовокислый калий технический (перманганат калия)	$KMnO_4$	—	1,36	Устранение привкусов и запахов воды
Медный купорос (сульфат меди)	$CuSO_4 \cdot 5H_2O$	ГОСТ 19347—84Е	1,18	Устранение цветения воды в водоемах, биологического обрастания и развития водорослей
Аммиак жидкий синтетический	NH_3	ГОСТ 6221—82*Е	0,61	Аммонизация воды
Аммиак водный	$NH_3 + NH_4OH$	ГОСТ 3760—89*	0,91	То же
Сульфат аммония	$(NH_4)_2SO_4$	ГОСТ 10873—83*	1,03	»
Аммоний хлористый (аммоний-хлорид)	NH_4Cl	ГОСТ 3769—89*		Аммоний—натрий—катионирование
		ГОСТ 2210—83*Е	0,48	
Известь строительная, воздушная кальцинированная (оксид кальция)	CaO	ГОСТ 9179—87	1,0	Подщелачивание воды, устранение карбонатной и магнезиальной жесткости воды
Едкий натр технический (гидроксид натрия)	NaOH			

Продолжение табл. 3.5.

1	2	3	4	5
Сода кальцинированная техническая (карбонат натрия)	Na_2CO_3	ГОСТ 2263—89*	1,5	Регенерация анионитовых фильтров
		ГОСТ 5100—85Е	0,9 ... 1,2	Подщелачивание воды
		ГОСТ 10689—85*		Устранение некарбонатной жидкости
Кислота серная техническая	H_2SO_4	ГОСТ 2184—87*	1,84	Стабилизационная обработка воды
Кислота соляная техническая	HCl	ГОСТ 857—88*	1,2	Регенерация Н-катионитовых фильтров
		ТУ 601—1194—89		То же
Триатрийфосфат технический (ортофосфат натрия, гидрат)	$Na_3PO_4 \cdot 12H_2O$	ГОСТ 201—86*Е	0,80	Стабилизационная обработка воды
				Доумягчение воды перед котельными установками
Гексаметафосфат натрия технический	$(NaPO_3)_6$	МРТУ 6085—84	1,26	Стабилизационная обработка воды
Натрий кремнефтористый технический (кремнефторид натрия)	Na_2SiF_6	ТУ 14/0769—84	1,5	Предотвращение выпадения осадка гидроксида железа
				Фторирование воды
Натрий фтористый технический (фторид натрия)	NaF	—	0,95 ... 1,0	То же
Аммоний кремнефтористый технический (кремнефторид аммония)	$(NH_4)SiF_6$	ОСТ 608—2—85	1,0	То же
Аммоний фтористый (фторид аммония)	NH_4F	ЦМРТУ 3437—83	1,0	То же
Оксид алюминия активный	Al_2O_3	ГОСТ 8136—85	0,4 ... 0,75	Обесфторивание воды

Продолжение табл. 3.5.

1	2	3	4	5
Соль поваренная техническая (хлорид натрия)	NaCl	ТУ—6—13—14—87	0,75 . . . 1,2	Регенерация—катионитовых фильтров
Катиониты:				
сульфоуголь		ГОСТ 5696—84*	0,7/0,55	Умягчение и опреснение воды
КУ—1		ХТУ 107—88	0,74/0,44	То же
КУ—2		МРТУ 605903—85	0,71/0,55	То же
Аниониты:				
АН—2Ф		СТУ 492518—81	0,6/0,4	То же
ЭДЭ—10П		СТУ 492961—81	0,63/0,40	То же
АВ—17		МРТУ 605866 85	0,74/0,40	То же
Гидразин—гидрат	$N_2H_4 \cdot H_2O$	ГОСТ 19503—84*Е	1,02	Обескислороживание воды

Примечание. 1. Для жидких веществ плотность приводится в т/м³.
2. Насыпная масса сухого (в числителе) и набухшего (в знаменателе) вещества.

3.4. Интенсификация процесса конвективной коагуляции (в объеме) примесей воды

Рассмотрение задачи интенсификации процесса конвективной коагуляции примесей воды необходимо начать с анализа основных факторов, которые существенно на него влияют.

С увеличением дозы коагулянта до оптимальной скорость хлопьеобразования и декантации гидроксидов алюминия и железа(III) возрастает. Способствует этому процессу также повышение температуры и перемешивание воды. В зимнее время при низких температурах очистка воды сульфатом алюминия протекает неудовлетворительно: процессы хлопьеобразования и седиментации замедляются, хлопья образуются очень мелкие, в очищенной воде появляется остаточный алюминий (вода опалесцирует), что объясняется увеличением вязкости воды (вязкость воды при 1 °С примерно в 2 раза выше, чем при 30°). Во столько же раз, по Стоксу, замедляется и скорость декантации взвешенных в ней частиц, так как эти величины обратно пропорциональны друг другу. Коагулирование примесей воды в образующейся при гидролизе коагулянта коллоидной системе — самый медленный процесс, тормозящий осаждение гидроксида алюминия при низких температурах. Это объясняется тем, что при низких температурах снижаются подвижность коллоидных частиц и частота их соударений, обусловливающих агломерацию. Снижение температуры воды от 30 до 1 °С увеличивает период коагуляции примерно в 1,5 раза вследствие уменьшения кинетической подвижности примесей воды и повышения ее вязкости. Однако, подобное снижение подвижности частиц и числа их соударений полностью не объясняет наблюдаемое торможение процесса коагуляции золя гидроксида алюминия при низких температурах. По Е. Д. Бабенкову, подвижность примесей воды и продуктов гидролиза коагулянта при низких температурах больше всего снижается в результате увеличения степени их гидратации, способствующей росту размеров частиц. С возрастанием степени гидратации частиц число их соударений уменьшается, что приводит к стабилизации коагуляции, и система становится более устойчивой. Подтверждением этого является увеличение объема осадка гидроксида алюминия при низких температурах обрабатываемой воды.

Подвижность примесей воды в процессе коагуляции увеличивается при ее перемешивании. Так, при 20 °С процесс коагуляции ускоряется примерно вдвое в результате перемешивания, так как при этом одновременно происходит *перекинетическая*

*и ортокинетическая коагуляция**. Оптимальный эффект достигается уже при 15-минутном перемешивании. Значительное улучшение хлопьеобразования наблюдается при перемешивании воды (скорость 0,2 ... 0,4 м/с) с низкой температурой. Возрастание линейной скорости перемешивания на 0.15 ... 0.30 м/с ускоряет процесс хлопьеобразования примерно вдвое, однако, при дальнейшем ее повышении получается отрицательный эффект, что связано с разрушением сформировавшихся хлопьев. При этом существенное значение имеет температура воды. Так, процесс хлопьеобразования, происходящий при 20 °С, не наблюдается при 2 °С даже при длительном перемешивании. Только в воде с оптимальным pH и щелочностью при длительном перемешивании (около 30 мин) может быть достигнут прежний эффект хлопьеобразования. Ускорения коагулирования примесей воды при низких температурах можно достичь удлинением времени перемешивания. Движущийся поток воды влияет на хлопьеобразование лишь при условии успешного завершения перекинетической коагуляции. Только после этого перекинетическая коагуляция переходит в ортокинетическую. Если быстрое и полное хлопьеобразование не может быть полностью восстановлено при низких температурах перемешиванием, то это свидетельствует о том, что частицы гидроксида не могут вследствие перечисленных причин достичь размеров, при которых начинается ортокинетическая коагуляция.

Коагулирование примесей воды с *предварительным растворением сернокислого алюминия в небольшом ее объеме* позволяет значительно интенсифицировать процесс. Необходимое для обработки всей воды количество сернокислого алюминия растворяется в небольшом ее объеме с доведением pH до 4,5 ... 4,7, когда при гидролизе сернокислого алюминия вместо его гидроксида образуются основные сульфаты, обладающие более высокой сорбционной способностью. Это позволяет сократить продолжительность отстаивания воды и соответственно увеличить пропускную способность отстойников.

Предварительная обработка воды окислителями также повышает эффективность коагуляции. Это объясняется тем, что окислители разрушают гидрофильные органические соединения, стабилизирующие дисперсные примеси воды, и облегчают условия протекания коагуляции. Особенно эффективно применение окислителей при обработке маломутных цветных вод.

---

* Перекинетической называют коагуляцию, протекающую при броуновском движении частиц, ортокинетической — протекающую при искусственном перемешивании.

При этом возрастает гидравлическая крупность хлопьев коагулированной взвеси и интенсифицируется осветление воды.

Уменьшение времени хлопьеобразования при низкой температуре воды и снижение дозы коагулянта может быть достигнуто введением замутнителей. При замутнении воды большую роль играет степень дисперсности вводимых частиц. Существенно (на 30 ... 60%) ускоряется процесс хлопьеобразования при добавлении частиц размером меньше 3 мкм. Рекомендуется вводить в воду высокодисперсную глинистую взвесь в количестве 10 мг/л или скоагулированный осадок в количестве 0,4 ... 0,6 от дозы коагулянта. При низких температурах и малой мутности воды резко ухудшаются технологические процессы ее очистки, поэтому использование промывных вод скорых фильтров и осадков отстойников и осветлителей для замутнения обрабатываемой воды особенно важно. Рекомендуется сначала вводить промывную воду в количестве 5 ... 25% исходной воды, затем коагулянт. Использование промывной воды и технологических осадков в качестве добавки к исходной воде позволяет улучшить качество очищенной воды, снизить на 25 ... ... 30% расход коагулянта и уменьшить время пребывания обрабатываемой воды в отстойниках, флотаторах и осветлителях.

Эффективное воздействие осадка объясняется тем, что он представляет собой уже готовые крупные частицы такого же строения, что и выделяющийся гидроксид. Поэтому время, необходимое для образования сверхмицеллярных агрегатов, сокращается. Таким образом, ускоряется хлопьеобразование, образуются более крупные хлопья, быстрее идет их декантация, а следовательно, интенсивнее осветляется вода. Для достижения высокого эффекта осветления рециркулируемый осадок следует вводить в воду за 15 ... 30 с до введения коагулянта. Осадок рекомендуется применять при pH исходной воды не ниже 7,0. Возраст осадка не должен превышать двух суток с отбором его из шламоотводящих труб горизонтальных отстойников.

Коагуляция примесей воды может быть значительно ускорена ее обработкой смесью коагулянтов. Действие коагулянтов при этом обоюдно усиливается. Такое явление наблюдается при использовании смеси $Al_2(SO_4)_3$ и $FeCl_3$ в соотношении 1 : 1, 1 : 2, 2 : 1 или этих же коагулянтов с силикатом натрия. Подобное улучшение коагуляции достигается обработкой воды смесью неочищенного и очищенного глинозема в соотношении 3 : 1 или смесью коагулянтов глинозема и хлорного железа в соотношениях 3 : 1 и 4 : 1. В ряде случаев вместо сернокислого алюминия для обработки воды используют оксихлорид алюми-

ния. Опыт применения этого коагулянта показал хорошие результаты на ряде водоочистных комплексов.

Улучшения коагуляции можно достичь также обработкой воды сульфатом алюминия или хлорным железом с предварительным выделением их гидроксидов. Сущность этого метода заключается в том, что оптимальная доза сернокислого алюминия и известкового молока вводится в промежуточный реактор, куда подается 1% обрабатываемой воды. В реакторе образуются первичные хлопья гидроксидов основных солей алюминия, которые обладают высокой сорбционной способностью и хорошо агломерируются в крупные агрегаты. Затем из реактора эта суспензия подается в поток обрабатываемой воды.

Ускорение процесса хлопьеобразования достигается применением метода концентрационного коагулирования, при котором расчетное количество коагулянта вводится лишь в часть обрабатываемой воды. После смешения с раствором коагулянта поток обрабатываемой воды объединяют (обычно в начале камеры хлопьеобразования) с потоком остальной некоагулированной воды. Описанный метод обладает рядом преимуществ: распределение всего коагулянта в части обрабатываемой воды создает условия для ускоренного хлопьеобразования; после смешения с некоагулированной водой хлопья, образованные в условиях повышенной концентрации коагулянта, хорошо сорбируют водные примеси. Однако, этот метод не всегда дает положительные результаты, что объясняется изменением свойств обрабатываемой воды и ее примесей.

К физическим методам интенсификации процесса коагуляции относятся аэрирование, наложение электрического и магнитного полей, воздействие ультразвуком, ионизирующее излучение. Введение сжатого диспергированного воздуха в обрабатываемую воду в смеситель после добавления коагулянта с некоторым разрывом во времени позволяет удалить из зоны коагуляции образующийся при распаде угольной/кислоты диоксид углерода. Своевременное удаление свободной углекислоты из сферы формирования микрохлопьев значительно ускоряет дальнейший ход коагуляции. Аэрирование в количестве 10... ...30% от расхода обрабатываемой воды позволяет снизить расход коагулянта на 25...30% и улучшить качество обработки воды.

Благодаря наложению электрического поля ускоряются процессы хлопьеобразования и осаждения коагулированной взвеси, повышается степень очистки воды от органических и неорганических примесей фильтрованием; улучшается отделение водорослей. Действие магнитного поля способствует уменьшению структурно-механической гидратации и ξ-потенциала частиц. Сорбционная емкость гидроксидов коагулянтов по отношению к гуминовым веществам возрастает на 30...40%. При обработке вод, содержащих минеральные взвеси, магнитная обработка позволяет увеличить плотность и гидравлическую крупность хлопьев скоагулированной взвеси, повысить производительность водоочистных сооружений I ступени и снизить мутность осветленной воды. Магнитная обработка цветной и железосодержащей воды увеличивает плотность скоагулированной взвеси и снижает в 2...8 раз остаточные концентрации примесей. В целях интенсификации коагуляции рекомендуется омагничивать воду за 10...60 с до ввода коагулянта, скорость движения воды в рабочем зазоре магнитного аппарата поддерживать 1 м/с, количество знакопеременных магнитных контуров в генераторе должно составлять 4...6, длительность омагничивания — 0,6...1,0 с. Возможно омагничивание лишь части (например, половины) обрабатываемой воды с последующим смешением ее (до ввода коагулянта) с остальной водой. Улучшить ход коагуляции можно также магнитной обработкой раствора коагулянта. При этом эффект активации раствора зависит от напряженности магнитного поля. Расход электроэнергии при омагничивании 1 м^3/ч воды составляет 5...8 Вт·ч.

Процесс очистки воды коагулированием можно улучшить наложением электрического поля. По этому методу исходную воду с введенными в нее небольшими дозами коагулянта пропускают между алюминиевыми электродами, подключенными к источнику тока. При этом сохраняется преимущество метода электролитического коагулирования, а расход электроэнергии не превышает 10 Вт/м^3 воды.

Коагуляцию примесей воды улучшает обработка ее ультразвуком. Однако, происходящее при этом разрушение механических примесей, уменьшающее степень полидисперсности суспензии, иногда сказывается отрицательно. Результаты исследований по ультразвуковой коагуляции, проведенные В. Б. Викулиной, показывают, что оптимальные результаты достигаются при относительно низких частотах ультразвука — 8...18 кГц при продолжительности озвучивания 1...3 мин. С увеличением интенсивности ультразвука возрастает скорость коагуляции.

Воздействие ионизирующих γ-, β- и рентгеновских лучей проявляется в ускорении окисления органических и минеральных примесей растворенным в воде кислородом, в результате чего вода обесцвечивается, обеззараживается, дезодорируется, ускоряется осаждение взвешенных примесей. Все перечисленные выше процессы улучшают обработку воды коагулянтами, расширяют сферу их применения.

3.5. Контактная коагуляция

Контактная коагуляция — технологический процесс осветления и обесцвечивания воды, заключающийся в адсорбции ее примесей с нарушенной агрегативной устойчивостью на поверхности частиц контактной массы. В основе процесса лежат вандер-ваальсовы силы межмолекулярного притяжения. Однако, они определяются только при условии движения жидкости, когда мелкие частицы примесей воды сближаются с зернами фильтрующей загрузки, преодолев при этом электростатические силы отталкивания.

В процессе контактной коагуляции взаимодействуют частицы, значительно различающиеся своими размерами. Частицы примесей воды имеют микро- и ультрамикроскопические размеры, а частицы контактной среды — макроскопические. Прилипание агрегативно неустойчивых примесей воды к поверхности частиц контактной массы является частным случаем коагуляции, носящим название адагуляция. Характерной особенностью этого процесса является большая скорость в сочетании с высоким эффектом при меньших затратах коагулянта. Интенсивность прилипания мелких примесей к относительно крупным зернам загрузки намного превышает скорость агломерации между собой отдельных мелких частиц в свободном объеме жидкости.

При фильтровании воды, обработанной коагулянтом, через песок с размером зерен 0,5 мм ее осветление происходит за 5—10 с. Подобная глубина осветления воды при конвективной коагуляции частиц с образованием хлопьев достигается за 20—40 мин. Контактная коагуляция отличается не только высокой скоростью процесса, но и большой полнотой извлечения из воды ее примесей. что позволяет при обработке маломутных цветных вод ограничиваться только одним методом ее кондиционирования. При коагулировании примесей воды в объеме образующиеся хлопья требуют последующего их выделения тем или иным методом.

Практика показала, что *эффект контактной коагуляции повышается по мере сокращения интервала между вводом коагулянта в обрабатываемую воду и ее поступлением в слой контактной массы.* За этот короткий промежуток времени в обрабатываемой воде успевают образоваться микроагрегаты слипшихся первичных частиц. Далее коагуляция идет за счет когезии этих микроагрегатов на макроповерхности частиц контактной массы.

Другими особенностями контактной коагуляции является независимость процесса от щелочности и температуры воды, меньшее влияние pH и др.

Водоочистные сооружения, работа которых основана на принципе контактной коагуляции, называют контактными осветлителями, контактными фильтрами, осветлителями со слоем взвешенного осадка.

3.6. Определение оптимальных доз реагентов

Доза коагулянта для вод разного состава не одинакова и устанавливается путем пробного коагулирования исходной воды в лаборатории. Оптимальная доза коагулянта вызывает образование крупных, быстро декантирующих хлопьев и не дает опалесценции воды. Существует методика определения *показателя коагулируемости воды*, под которым понимается способность к коагуляции грубодисперсных и коллоидных примесей, присутствующих в воде, при обработке ее коагулянтом — сернокислым алюминием, проводимой как без подщелачивания воды, так и с ее подщелачиванием.

Для ориентировочных подсчетов дозу коагулянта следует определять по СНиП 2.04.02—84, которая в пересчете на безводные $Al_2(SO_4)_3$; $Fe_2(SO_4)_3$; $FeCl_3$ при обработке мутных вод принимается (в зависимости от содержания примесей) от 25 до 80 мг/л. При коагулировании воды с повышенной цветностью доза коагулянта находится по формуле $Д_к=4Ц^{0,5}$, где Ц — цветность воды, град.

Дозу ПАА, считая по безводному продукту, можно определить в зависимости от места его ввода. Так, при вводе перед сооружениями I ступени, согласно СНиПу, в зависимости от мутности и цветности исходной воды она варьируется в пределах 0,2 ... 1,5 мг/л, а при вводе перед фильтрами при двухступенчатой очистке — 0,05 ... 0,1 мг/л, при вводе перед фильтровальными сооружениями при одноступенчатой очистке — 0,2 ... ... 0,6 мг/л.

Доза АК, считая по диоксиду кремния, также зависит от места ее ввода: при вводе перед сооружениями I ступени при температуре исходной воды свыше 5 ... 7 °С она равна 2 ... ... 3 мг/л, а при температуре воды ниже 5 °С — 3 ... 5 мг/л; при вводе перед фильтрами при двухступенчатой очистке — 0,2 ... ... 0,5 мг/л и при вводе перед фильтровальными сооружениями при одноступенчатой очистке — 1 ... 3 мг/л.

Флокулянты следует вводить в воду через 2 ... 3 мин после ввода коагулянта. При очистке мутных вод допускается введение в воду флокулянтов до коагулянтов или одновременно.

При предварительном хлорировании, которое предусматривается для улучшения хода коагуляции и обесцвечивания воды, а также для поддержания водоочистных сооружений в надлежащем санитарном состоянии, доза хлора принимается 2 ... ... 4,0 мг/л. Реагент следует вводить в воду за 1 ... 3 мин до поступления коагулянта и тщательно перемешивать.

При наличии в исходной воде фенолов рекомендуется применять ее *преаммонизацию* путем введения в воду перед хлорированием аммиака или аммонийных солей в количестве 20 ... ... 25% (по NH_3) от дозы хлора.

При низкой щелочности исходной воды для обеспечения успешной коагуляции ее приходится *подщелачивать*, для чего в нее вводят известь или соду в количествах, определяемых по формуле

$$Д_щ = К_щ (Д_к/e_к - Щ_0) + 1,$$

где $Д_к$ — максимальная в период подщелачивания доза безводного коагулянта, мг/л; $Щ_0$ — минимальная щелочность исходной воды, мг-экв/л; $К_щ$ — коэффициент, равный для извести (по CaO) — 28 и для соды (по Na_2CO_3) — 53; $e_к$ — эквивалентная масса коагулянта (безводного), мг-эквл, принимаемая для $Al_2(SO_4)_3$ — 57, $FeCl_3$ — 54, $Fe_2(SO_4)_3$ — 67.

При отрицательной величине $Д_щ$ подщелачивание не требуется. Щелочные реагенты следует вводить одновременно с вводом коагулянта или до него.

При *дезодорации* исходной воды следует применять: тонкодиспергированный порошкообразный уголь, дозу которого назначают (по углю марки «А-щелочной»), руководствуясь результатами технологических исследований, перманганат калия, озон.

Для устранения нежелательных привкусов и запахов возможно комбинированное применение указанных реагентов, при этом активный уголь следует вводить в воду после окислителей.

Дозу фторсодержащего реагента, мг/л, при фторировании воды следует определять по формуле

$$Д_ф = 10^4 (m_ф \cdot a_ф - Ф)/(K_ф \cdot C_ф),$$

где $m_ф$ — коэффициент, зависящий от места ввода реагента в воду, принимаемый при вводе в фильтрат — 1, при вводе перед фильтровальными аппаратами — 1,1; $a_ф$ — содержание

фтора в обработанной воде, мг/л (для средней полосы России для зимнего периода $a_ф$=1 мг/л, для летнего — 0,8 мг/л); Ф — содержание фтора в исходной воде, мг/л; $K_ф$ — содержание фтора в чистом реагенте, %, принимаемое для кремнефтористого натрия — 61; для фтористого натрия — 45; для кремнефтористого аммония — 64; для кремнефтористоводородной кислоты — 79; $C_ф$ — содержание чистого реагента в товарном продукте, %.

Ввод фторсодержащих реагентов следует предусматривать в фильтрат перед обеззараживанием, возможно их введение перед фильтрами при двухступенчатой очистке.

Дехлорирование воды производится аэрированием (при небольшом избытке остаточного хлора) или связыванием хлора при введении тиосульфата, сульфита и дисульфита натрия, аммиака, сжиженного оксида серы(IV) или ее фильтрованием через гранулированный активный уголь. Примерные дозы реагентов определяются следующими соотношениями: на 1 мг хлора требуется тиосульфата натрия 0,8 ... 7,2 мг, сульфита натрия — 2,5 ... 3,5 мг, оксида серы(IV) — 0,9 ... 1,1 мг, аммиака — около 0,13 мг.

Последовательность ввода реагентов и их экспозиции надлежит принимать, руководствуясь указаниями табл. 3.6. При невозможности соблюдения указанных рекомендаций между вводом реагентов в трубопроводы перед водоочистным комплексом и смесителем допускается устройство контактных емкостей или дополнительных смесителей, конструкции которых исключали бы вероятность седиментации суспензий дозируемых реагентов.

Таблица 3.6.

Характеристика воды	Применяемые реагенты для обработки воды	Последовательность введения реагентов в воду
1	2	3
Не имеющая запахов и привкусов	Хлор, коагулянт	Первичное хлорирование, через 2 ... 3 мин коагулянт
С запахом и привкусом, с хлорфенольным запахом	1. Коагулянт, озон 2. Хлор, перманганат калия, коагулянт, флокулянт 3. Хлор, активный уголь, коагулянт, флокулянт	Коагулянт, озон перед фильтрами или в фильтрованную воду Первичное хлорирование, через 10 мин перманганат калия, через 2 ... 3 мин коагулянт, через 2 мин флокулянт: а) первичное хлорирование, через 10 ... 15 мин активный уголь, через 10 мин коагулянт, через 2 мин флокулянт

1	2	3
	4. Хлор, перманганат калия, коагулянт	б) первичное хлорирование, через 2 ... 3 мин коагулянт, активный уголь дозой до 5 мг/л перед фильтрами Первичное хлорирование, через 10 мин перманганат калия, через 10 ... 15 мин активный уголь, через 10 мин коагулянт
С запахом и привкусом, при хлорировании появляется хлорфенольный запах	1. Аммиак, хлор, коагулянт 2. Коагулянт, озон 3. Перманганат калия, хлор, коагулянт 4. Аммиак, хлор, перманганат калия, коагулянт, флокулянт 5. Перманганат калия, хлор, активный уголь, коагулянт, флокулянт	Аммиак, через 2 ... 3 мин первичное хлорирование, через 2 ... 3 мин коагулянт Коагулянт, озон перед фильтрами или в фильтрованную воду Перманганат калия, через 10 мин хлор, через 2 ... 3 мин коагулянт Аммиак, через 2 ... 3 мин хлор, через 10 мин перманганат калия, через 2 ... 3 мин коагулянт, через 1 мин флокулянт Перманганат калия, через 10 мин хлор, через 10...15 мин активный уголь, через 10 мин коагулянт, через 2 мин флокулянт
С недостаточным щелочным резервом	Известь, сода, едкий натр	До или одновременно с вводом коагулянта
Содержит патогенные бактерии	Хлор, хлорная известь, гипохлорит кальция или натрия, озон, перманганат калия, аммиак	Обеззараживание путем введения одного из перечисленных окислителей в фильтрованную воду, иногда с преаммонизацией, когда аммиак вводится за 1 ... 2 мин до ввода окислителя
С недостаточным содержанием фтора	Кремнефтористый натрий или аммоний, фтористый натрий	Фторирование введением раствора фторсодержащего реагента в воду до или после фильтровальных аппаратов; независимо от места ввода хлора для обеззараживания
С повышенной жесткостью	Железный коагулянт, хлор, известь, сода, едкий натр, тринатрийфосфат, гидроксид бария, углекислый барий	При реагентном умягчении воды, предварительное хлорирование, через 2 ... 3 мин коагулянт, через 3 ... 5 мин реагент для умягчения воды

1	2	3
Высокая цветность	Хлор и его производные, озон, коагулянт, перекись водорода	Предварительное хлорирование или озонирование, через 3 ... 5 мин коагулянт
Избыток хлора в фильтрате	Тиосульфат, сульфит и дисульфит натрия, оксид серы (IV), аммиак	Дехлорирование указанными реагентами не менее, чем через 30 ... 40 мин после ввода хлора для обеззараживания

3.7. Электрохимическое коагулирование

Для осуществления процесса коагуляции в воду могут быть введены вместо коагулянтов ионы тяжелых металлов, полученные электрохимическим путем. Для этого воду пропускают через электролизер — аппарат с опущенными в него электродами — анода (из алюминия или железа) и катода. Питание электролизера осуществляется от постоянного или переменного источника тока. При применении растворимых металлических электродов электродный процесс сопровождается рядом электрохимических явлений и реакций. Их скорость по законам электрохимической кинетики определяется общим значением потенциала на границе металл—раствор, составом воды и условиями диффузии в ней компонентов или продуктов реакции. В процессе электролиза на электродах восстанавливаются или окисляются компоненты электролита. В переносе тока принимают участие все находящиеся в воде ионы, а также имеющие заряд коллоидные и взвешенные частицы.

По С. В. Яковлеву и Я. Д. Раппопорту коллоидные и взвешенные частицы в связи с малой подвижностью переносят незначительную часть электричества. В основном перенос электричества в природных водах осуществляют катионы Ca^{2+}, Mg^{2+}, Na^{+}, K^{+} и анионы SO_4^{2-}, HCO_3^{-} и Cl^{-}, а также ионы H^{+} и OH^{-}, всегда содержащиеся в воде.

Количество металла m, перешедшего из анода в воду в результате электролиза, определяют из выражения

$$m = \eta \cdot A \cdot I \cdot t/(nF),$$

где A — атомная масса металла; F — число Фарадея (96 500 Кл); I — сила тока, А; t — время прохождения тока, с; η — коэффициент выхода металла по току, %; n — валентность металла.

По П. П. Строкачу, электрохимическое растворение металлов состоит из двух основных процессов — анодного и химического растворения в результате взаимодействия с окружающей средой. Растворению металла анода способствуют повышение температуры воды, присутствие в ней ионов-депассиваторов, наложение постоянного электрического тока, повышение скорости движения воды по отношению к поверхности металла. Поэтому выход алюминия по току может достигать 120% и более. В соответствии с теорией электрохимической коррозии при использовании в качестве анода железа или алюминия в природной воде протекают реакции анодного растворения и образования гидроксидов этих металлов. На катоде из железа или алюминия в природной воде происходят деполяризация мигрирующими ионами, деполяризация нейтральными молекулами, восстановление ионов металлов и нерастворимых пленок, а также органических соединений. На алюминиевом катоде при pH 10 ... 12 в прикатодном слое вероятна реакция взаимодействия алюминия с водой с образованием гидроксида алюминия и водорода во время электролиза и растворения защитной пленки оксида алюминия. Из вышеуказанных катодных процессов в природной воде главенствующим является водородная и кислородная деполяризация.

Электрохимические процессы на металлических электродах сопровождаются адсорбцией на них неорганических и органических веществ, которые могут ускорять или замедлять электрохимические реакции, выделением на электродах пузырьков водорода, кислорода, которые способны выносить вещество из жидкости на поверхность (электрофлотация), электрофорезом (движение в воде взвешенных твердых и коллоидальных частиц, пузырьков газа) и другими явлениями.

С. В. Яковлев и П. П. Строкач, Я. Д. Раппопорт указывают, что на процесс растворения электродов влияют физико-химические, электрические и гидродинамические факторы: активная реакция среды, ее солевой состав, температура, состав электрода, плотность тока, частота смены полярности, скорость движения воды в межэлектродном пространстве и др. Важное значение при электрокоагуляции имеет плотность тока. Наиболее эффективна работа электролизера при высоких плотностях тока, поскольку при этом более полно используется их емкость и рабочая поверхность электродов. Вместе с тем при повышении плотности тока возрастают поляризационные явления и пассивация электродов, что приводит к увеличению напряжения и потерям электроэнергии на побочные процессы. С увеличением плотности тока возрастает скорость химического растворения алюминия и тем в большей степени, чем меньше его

частота. Рекомендуется плотность тока в пределах 0,5 ... ... 20 мА/см^2, расстояние между электродами 10 ... 15 мм. По мнению Л. А. Кульского, П. П. Строкача и В. А. Слипченко эффективной плотностью тока для удаления из воды большинства загрязнений может быть 1 ... 4 мА/см^2, рабочее напряжение на электродах установок не должно превышать 40 В.

Для предотвращения образования осадка на электродах рекомендуется менять на них полярность тока, что не всегда эффективно, так как в период переключения полярности резко снижается выход алюминия по току и трудно удаляются осадки на электродах.

Окисление металлов электродов при электролизе осложняется наступлением пассивного состояния в результате формирования оксидной пленки. При этом потенциал анода смещается в сторону положительных значений. Активность алюминиевого анода в значительной мере зависит от природы и концентрации присутствующих в воде анионов. Из всех анионов на активность алюминиевого анода более всего влияет хлорид-ион. Сущность активизирующего действия хлорид-ионов связана с их небольшими геометрическими размерами и легкостью проникновения через пленку, в результате чего она разрушается. Катализация растворения алюминиевого анода хлорид-ионами также объясняется сильным замедлением процесса образования оксидной пленки, связанной с адсорбционным вытеснением кислорода.

Повышение концентрации сульфатов по отношению к постоянной концентрации хлоридов приводит к полному угнетанию активизирующего действия хлорид-ионов на оксидную пленку.

Повышение температуры воды препятствует формированию осадков на электродах, повышает скорость растворения пассивной пленки, уменьшает ее толщину и защитные свойства. Пленка становится рыхлой и свободно удаляется с поверхности алюминия. Значительно возрастает разрушение оксидной пленки в присутствии хлорид-ионов, сорбция которых на алюминии с повышением температуры увеличивается.

Растворение 1 г металлического алюминия эквивалентно введению в воду 12,3 г $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$, растворение 1 г металлического железа — введению 4,8 г $FeCl_3 \cdot 6H_2O$ или 4,9 г $FeSO_4 \cdot 7H_2O$.

Большинство аппаратов для очистки воды электрокоагуляцией представляет собой безнапорные пластинчатые электролизеры горизонтального или вертикального типа. Пластины или кольца металла располагают вертикально на расстоянии 3 ... ... 20 мм одна от другой и удерживаются изолирующими вставками, электрический ток подводится к каждой пластине

(рис. 3.6). Для упрощения монтажа электрокоагуляторов и уменьшения потребляемой силы тока применяют биполярное подключение электродов, т. е. подвод тока не к каждой пластине, а через несколько пластин. Промежуточные пластины растворяются вследствие поляризации в возникающем электрическом поле.

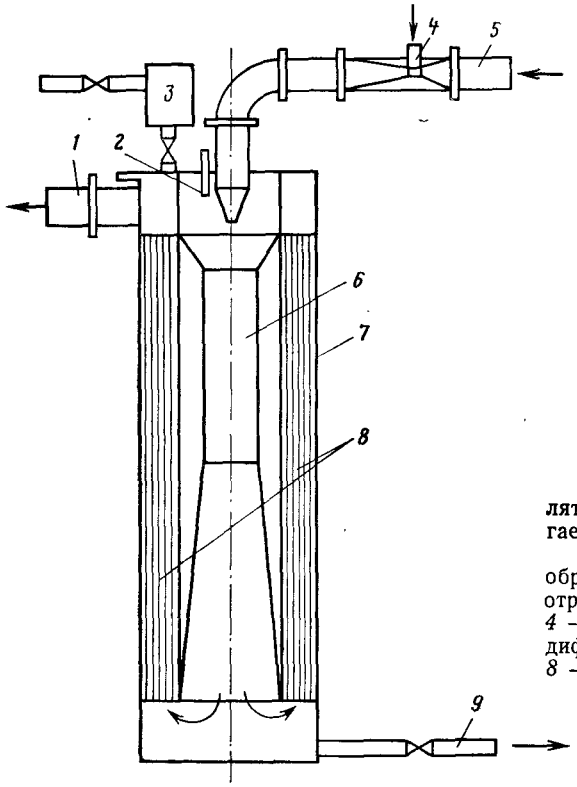


Рис. 3.6. Электрокоагулятор системы Е. Ф. Кургаева:
1 и *5* — отвод и подача обрабатываемой воды; *2* — отражатель; *3* — реагент: *4* — всас воздуха; *6* — диффузор; *7* — корпус; *8* — электроды; *9* — слив

Метод электрокоагуляции обеспечивает высокий эффект удаления из воды загрязнений в виде взвесей (минерального, органического и биологического происхождения) коллоидов (соединений железа, веществ, обусловливающих цветность воды и т. д.), а также отдельных веществ, находящихся в молекулярном и ионном состояниях. Существенным преимуществом электрокоагуляции перед реагентными методами очистки воды является возможность отказа от строительства громоздких очистных сооружений, занимающих значительные производственные площади. Эксплуатация установок может быть значительно упрощена вследствие того, что электрохимические процессы легко поддаются механизации, управлению и автоматизации. Электрокоагуляция позволяет осуществлять процесс очистки воды в компактных, автоматически действующих и легко обслуживаемых установках и особенно удобна для небольших автономных объектов (на судах речного флота, в сельском хозяйстве, для малых поселков и т. д.).

Современное развитие теплоэнергетики, радиоэлектроники, целлюлозно-бумажного, текстильного и других производств предъявляет повышенные требования к качеству воды, особенно к содержанию в ней соединений кремния, железа, кислорода, органических и других веществ. Однако, еще нет достаточно простых и высокоэффективных методов предварительной подготовки воды. Высокая сорбционная способность электрохимически получаемого гидроксида алюминия по отношению к загрязнениям воды и другие преимущества метода электрокоагуляции позволяют использовать его для очистки технических, питьевых и сточных вод.

К числу недостатков метода следует отнести повышение расхода электроэнергии и металла на единицу обрабатываемой воды.

4. РЕАГЕНТНОЕ ХОЗЯЙСТВО

4.1. Склады реагентов

Известны две схемы организации реагентного хозяйства: первая — предусматривает получение с заводов-поставщиков готовой продукции, которую затем с помощью специальных дозаторов вводят в обрабатываемую воду; вторая — основана на получении с заводов полуфабрикатов, нуждающихся в дальнейшей обработке и доведении до продукта, удобного для дозирования.

Употребляемые при обработке воды реагенты вводятся в виде порошков или гранул (сухое дозирование) либо в виде водных растворов или суспензий (мокрое дозирование). Оба способа дозирования требуют организации на водоочистном комплексе реагентного хозяйства. В первом случае на водоочистном заводе должны быть предусмотрены склад готовой продукции и аппараты-дозаторы. Во втором — учитывая, что реагенты поступают в виде полуфабрикатов, необходимо предусмотреть помимо склада аппаратуру для приготовления растворов (или суспензий) реагентов и дозирования в обрабатываемую воду. При этом возможно складирование реагентов в сухом виде навалом или в специальной таре либо в виде высококонцентрированных растворов в специальных емкостях.

Во избежание потерь коагулянта в результате слеживания, а также при выполнении трудоемких погрузочно-разгрузочных работ при доставке коагулянта и загрузке растворных баков в настоящее время широко распространено хранение коагулянта в жидком виде. С этой целью на водоочистном заводе предусматривают резервуары большего объема (рис. 4.1), в которых заготовляют расчетный запас коагулянта в виде раствора высокой концентрации (до 30%), загружая их коагулянтом, доставляемым с завода-изготовителя в кусках. В процессе эксплуатации концентрированный раствор коагулянта передают в расходные баки, где доводят раствор до рабочей концентрации 10—12%, а затем дозируют в обрабатываемую воду.

Для хранения реагентов в сухом виде предусматривают закрытые помещения на первом этаже вблизи от растворных ба-

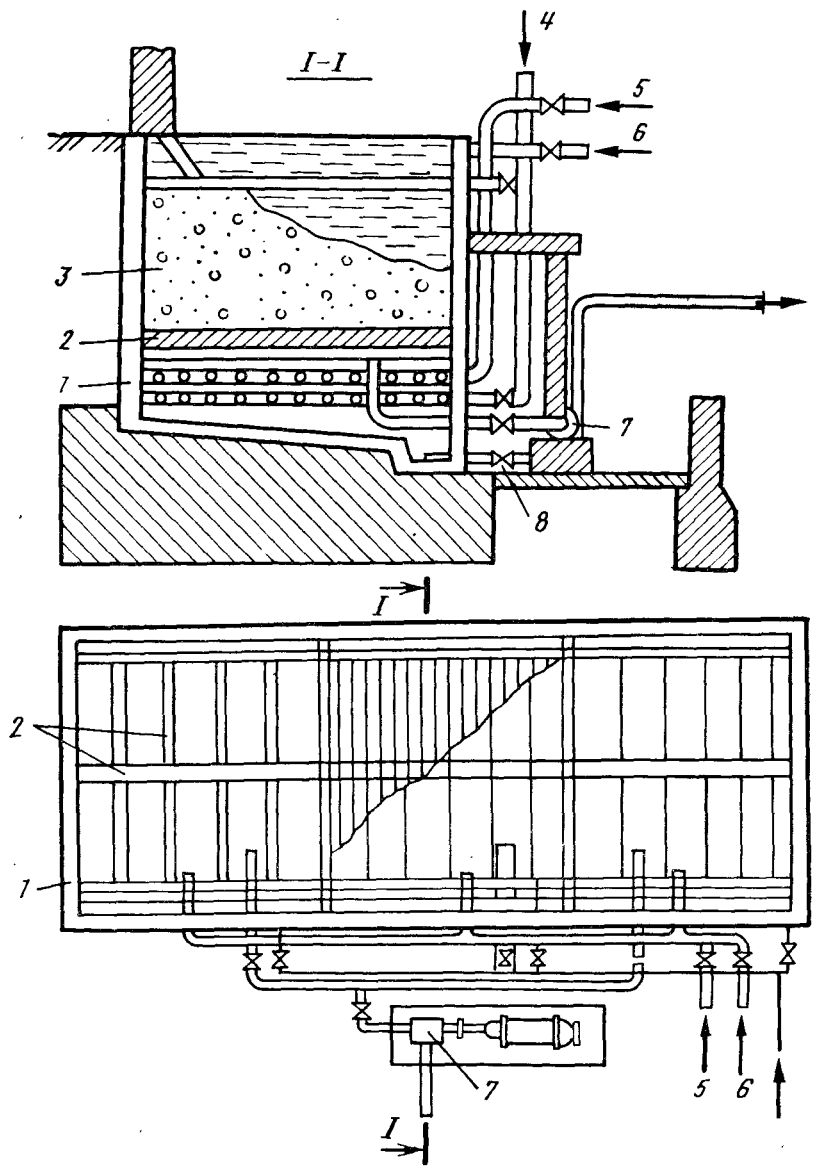


Рис. 4.1. Бак для хранения коагулянта в жидком виде:
1 — железобетонный резервуар с антикоррозионным покрытием; *2* — колосниковая решетка; *3* — слой коагулянта; *4* — подача воды для смыва осадка; *5* и *6* — подача пара и сжатого воздуха в расходные баки; *7* — кислотный насос; *8* — сброс осадка в водосток

ков. При хранении навалом сульфата алюминия и негашеной извести высоту слоя принимают соответственно 1,5 и 2 м, а при наличии соответствующей механизации допускается увеличение высоты слоя до 2,5 и 3,5 м. Высоту слоя поваренной соли следует принимать до 2 м. При поставке реагентов в таре рекомендуется следующая высота их укладки, м; для хлорного железа в барабанах и железного купороса в бумажных мешках — соответственно 2,5 и 3,5; для кальцинированной соды в бумажных мешках — 2—3,5; в контейнерах — 2—3; для активного угля в бумажных мешках, геля ПАА в бочках, кремнефтористого натрия в бочках, силиката натрия в бочках, технического перманганата калия в металлических бочках и баках — 2,5.

Склад для хранения кислот следует изолировать от остальных складских помещений. Он должен иметь надежную приточно-вытяжную систему вентиляции. При его проектировании необходимо учитывать правила оборудования и содержания складов для хранения сильнодействующих и ядовитых веществ. Это также относится к складам хлора и аммиака, которые рекомендуется размещать в пониженных точках территории водоочистного комплекса.

Расходный склад хлора должен иметь объем для хранения не более 100 т, полностью изолированный отсек до 50 т. Склад рекомендуется размещать в полузаглубленных или наземных зданиях с двумя выходами с противоположных сторон. Хранят хлор в баллонах или контейнерах. Склад активного угля рекомендуется располагать в отдельном помещении, относящемся по пожарной опасности к категории В. При мокром хранении поваренной соли (при суточном расходе более 0,5 т) объем баков-хранилищ определяют из расчета 1,5 м^3 на 1 т реагента. Склад для хранения запасов ионообменных материалов рассчитывают на объем загрузки двух катионитовых фильтров и по одной загрузке фильтров со слабо- и сильноосновным анионитом в случае их применения.

Очевидно, что от технологии улучшения качества воды зависят состав и насыщенность реагентного хозяйства. Так, помимо цехов коагулирования, хлорирования, известкования могут быть цехи углевания, фторирования и т. д.

При проектировании складов реагентов необходимо предусматривать механизацию их выгрузки из транспортных средств и загрузки в реагентные баки путем использования транспортеров и механических лопат.

Склад для хранения фильтрующих материалов и подбор оборудования проектируют из расчета 10%-ного ежегодного пополнения и обмена фильтрующей загрузки и хранения аварийного запаса на перегрузку одного фильтра при общем количестве до 20 и двух фильтров — при большем количестве. Для загрузки фильтров рекомендуется использовать водоструйные и песковые насосы. При отсутствии централизованной поставки гравия и фильтрующих материалов необходимо предусматривать на водоочистном комплексе специальный цех и оборудование для хранения, дробления, сортировки, отмывки и передачи указанных материалов на фильтры.

При организации реагентного хозяйства на водоочистном комплексе следует учитывать особенности хранения реагентов, а, именно: известь можно помещать в одном складе с коагулянтами; хлорную известь необходимо хранить в деревянных бочках в отдельном сухом, прохладном, хорошо вентилируемом помещении.

При хранении реагентов для фторирования воды должны соблюдаться особые условия ввиду их токсичности. Так, фторсодержащие реагенты хранят на складе при температуре не ниже 5 °С в заводской таре (стальных или фанерных барабанах, деревянных бочках массой нетто 50—150 кг), распечатывать и заполнять порошкообразным реагентом переносную тару, а также затворять реагент водой следует в отдельной комнате, изолированной от помещения фтораторной. Эту комнату необходимо оборудовать приточно-вытяжной вентиляцией с 12-кратным обменом воздуха в течение 1 ч с учетом резервной вентиляции с 6-кратным обменом воздуха в течение 1 ч. Хорошо вентилируемые склад и фтораторная должны быть надежно изолированы от других помещений; транспортирование фторсодержащих соединений механизируют.

Пакеты и барабаны с активированным углем укладывают по маркам и датам поступления; к помещениям для его хранения требования взрывобезопасности не предъявляется, по пожарной опасности его относят к категории «В».

Полиакриламид и жидкое стекло во избежание замораживания и усыхания хранят в крытых помещениях при плюсовой температуре, но не выше 25 °С. Технический 8%-ный раствор полиакриламида транспортируют и хранят в бочках, содержащих 100—150 кг продукта. Для устранения утечек такие бочки должны находиться в вертикальном положении загрузочным люком вверх. При дефектах тары или при необходимости хранения вскрытых бочек продукт следует залить водой. Жидкое стекло хранят в герметически закупоренных деревянных или железных бочках или в цистернах.

Склады для хранения кислот должны быть оборудованы на основании санитарных правил проектирования, оборудования

и содержания складов для хранения сильнодействующих и ядовитых веществ (СДЯВ) с учетом правил устройства и безопасности эксплуатации сосудов, работающих под давлением. Их изолируют друг от друга и остальных складских помещений. Небольшое количество кислот можно хранить в помещениях с хорошей тягой.

Склады для хранения хлора и аммиака рассчитывают на хранение этих реагентов в баллонах или бочках. Такие склады должны быть изолированы от других складских помещений и отвечать правилам хранения сжиженных газов. Целесообразно располагать их в самых низких точках. Если суточный расход хлора превышает 1 т, расходный склад может состоять из танков заводского изготовления вместимостью до 50 т; при этом следует предусмотреть также станцию перелива жидкого хлора из железнодорожных цистерн. Оборудование складов и станций перелива хлора необходимо проектировать с учетом требований, изложенных в правилах устройства и безопасности аппаратуры, работающей под давлением, а также указаний по организации хлорирования жидким хлором на коммунальных водопроводах. Длина хлоропроводов для подачи газообразного хлора из расходного склада к месту хлорирования воды не должна превышать 1 км.

Объем помещения для хранения ионитовых материалов рассчитывают на хранение двух загрузок катионитовых фильтров и по одной загрузке фильтров со слабо- и сильноосновным анионитами.

Соли целесообразнее хранить в мокром виде. Если суточный расход продукта менее 0,5 т, допускается сухое хранение.

При проектировании и строительстве складов следует принимать меры по механизации всех процессов. Очень трудоемкой операцией является выгрузка реагентов из железнодорожных вагонов. Для этого применяют механические лопаты, ленточные и пневматические конвейеры.

Пневматические конвейеры также можно использовать для транспортирования сульфата алюминия в пылевидном или рыхлом (не слежавшемся) состоянии в бункере. Существуют три типа пневматических транспортирующих установок: всасывающие, нагнетательные и смешанные. Всасывающие установки применяют для подачи реагента из разных мест разгрузки к одному месту, а нагнетательные — из одного места разгрузки в разные места потребления. Смешанные пневматические установки целесообразно применять для транспортирования реагента из разных мест (железнодорожных вагонов) в бункера.

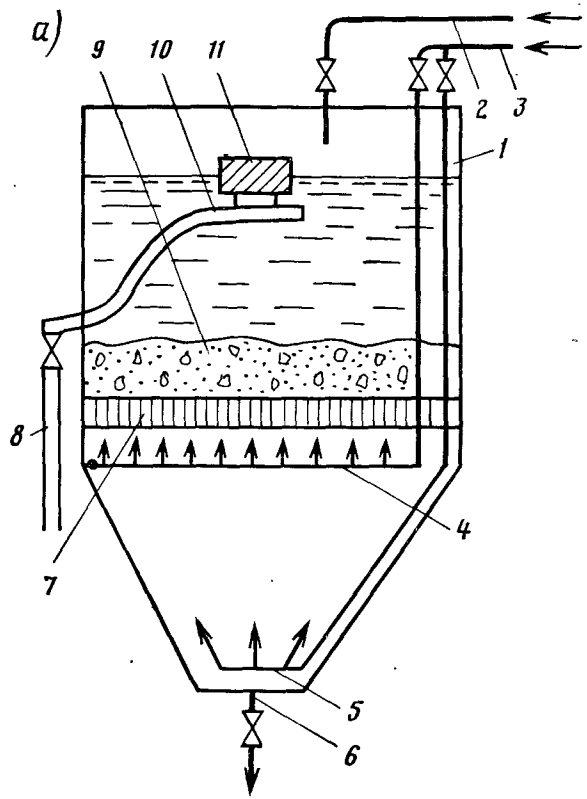
4.2. Аппаратура для приготовления реагентов к дозированию

Наиболее широкое распространение в отечественной практике получило дозирование реагентов в виде растворов и суспензий. Это предполагает наличие в составе реагентного хозяйства специальных баков для растворения реагентов, кислотных насосов для перекачки и дозирования, воздуходувных установок и дозаторов.

Процесс растворения состоит в постепенном распределении одного вещества в другом и всегда сопровождается переносом вещества в места его меньшей концентрации. Этот перенос обусловливают два явления — *диффузия* и *конвекция*. Диффузия вызывается переходом растворенного вещества из мест с большей концентрацией к местам с меньшей концентрацией до ее полного выравнивания. Процесс выравнивания концентрации в результате перемещения жидкости (растворителя) называется конвекцией. Оба эти явления связаны друг с другом и обычно происходят одновременно. Практический интерес представляет конвекция, поскольку скорость движения жидкости можно увеличить и тем самым ускорить процессы растворения и смешения.

Конвекция, вызванная различными плотностями двух слоев жидкости, называется естественной. В практике больший интерес представляет искусственная конвекция, т. е. вынужденное, поддающееся управлению движение жидкости, регулируемое различного вида мешалками и гравитационным напором. При растворении и смешении растворов реагентов с обрабатываемой водой используются различные устройства, создающие вихревое движение жидкости.

Растворы (или суспензии) реагентов приготовляют в *растворных* или *расходных баках* (принимают соответственно не менее двух-трех баков). Для побуждения и интенсификации растворения реагентов предусматривают барботаж (рис. 4.2, а). механическое перемещение (рис. 4.2, б) или непрерывную циркуляцию раствора с помощью насоса (рис. 4.3). При барботировании интенсивность подачи сжатого воздуха 8—10 л/(с·м^2) для растворения и 3—5 л/(с·м^2) для перемешивания при разбавлении в расходных баках. Распределение воздуха следует производить дырчатыми полиэтиленовыми трубами. В растворных баках концентрацию *раствора коагулянта*, считая по безводному продукту, следует принимать до 20 и 24% соответственно для очищенного кускового и гранулированного, до 17% — для неочищенного, а в расходных баках — до 12%.



Растворные баки должны иметь наклонные днища под углом 45° к горизонтали при использовании неочищенного и 15° — очищенного коагулянта. Они должны быть оборудованы трубопроводом диаметром не менее 150 мм для опорожнения и сброса осадка. Днища расходных баков должны иметь уклон не менее 100 мм.

На водоочистных комплексах небольшой производительности (до 1000 м³/сут) применяют совмещенные расходные баки. Куски коагулянта загружают в растворный бак с днищем из деревянных колосников, а насыщенный раствор коагулянта поступает через днище в расходный бак. В этот же бак добавляют водопроводную воду для разбавления раствора до требуемой концентрации. Для ускорения растворения кусков реагента по пластмассовой трубе подают сжатый воздух под колосники. По этой же трубе сжатый воздух поступает в систему

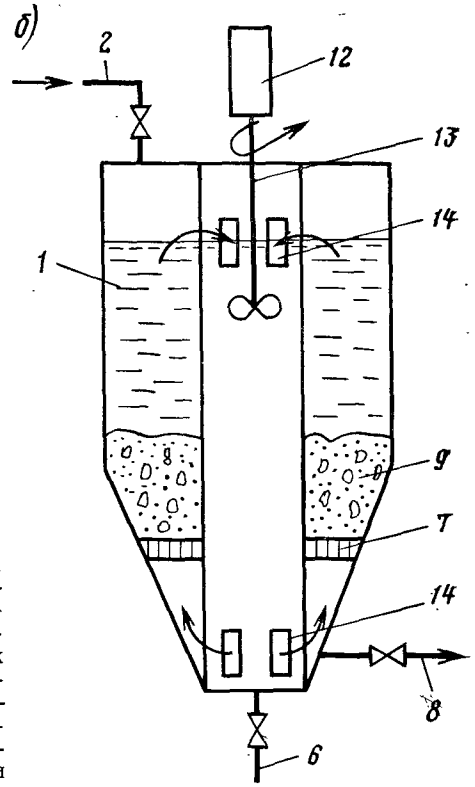


Рис. 4.2. Баки приготовления раствора коагулянта с воздушным (*а*) и механическим (*б*) побуждением:

1 — корпус; *2, 3* — подача воды и сжатого воздуха; *7* — колосниковая решетка; *4* и *5* — верхняя и нижняя воздухораспределительная система; *6* — выпуск осадка; *8* — отвод раствора коагулянта; *9* — коагулянт; *12* — электродвигатель; *13* — ось мешалки; *10* — шланг; *11* — поплавок; *14* — окна для циркуляции раствора

дырчатых труб, уложенных по дну расходного бака, для перемешивания в нем раствора с целью поддержания равномерной его концентрации. Совмещенный растворно-расходный бак должен иметь два отделения, чтобы подача раствора не прерывалась, когда идет его приготовление в одном из отделений.

На очистных комплексах большой производительности устанавливают отдельно растворные и расходные баки с пирамидальным днищем и деревянными или железобетонными колосниками внизу бака, на которые загружают куски коагулянта. На сравнительно небольших установках расходные и растворные баки деревянные (из клепки), а на больших — железобетонные с антикоррозионной облицовкой внутри.

На установках производительностью до 1000 м³/сут реагентные баки могут быть размещены на верхнем этаже здания, что обеспечивает самотечную подачу раствора к месту его ввода в обрабатываемую воду. В этом случае должен быть предусмот-

рен подъемник для подачи реагентов на верхний этаж. При большой производительности водоочистного комплекса растворные и расходные баки должны быть размещены на первом этаже рядом со складом реагентов, а раствор должен подаваться к дозирующему устройству насосами.

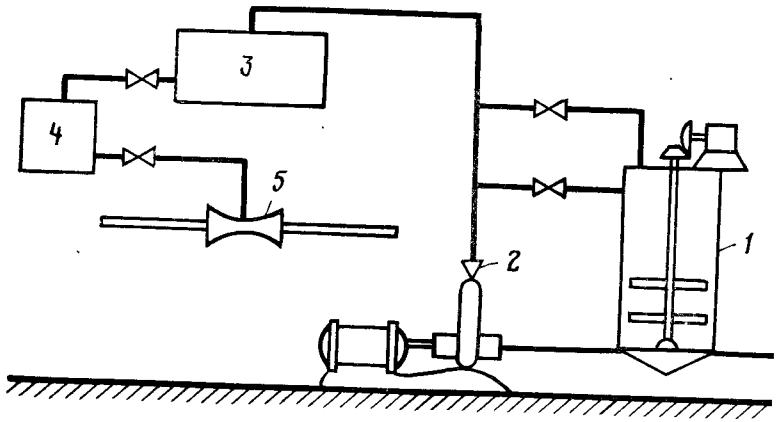


Рис. 4.3. Установка для приготовления раствора флокулянта:
1 — растворный бак с непрерывной циркуляцией раствора; *2* — насос циркуляции и перекачки раствора; *3* — расходный бак; *4* — дозатор; *5* — эжектор

Объем, м³, растворного $V_р$ и расходного V баков определяют по формулам:

$$V_р = qД_к\rho T/(10^4 b_р),$$

$$V = V_р b_р / b,$$

где q — расчетный расход обрабатываемой воды, м³/ч; ρ — плотность раствора коагулянта, обычно 1 т/м³; T — число часов работы водоочистных сооружений, на которое заготовляется раствор коагулянта; $b_р$ и b — концентрация раствора коагулянта в растворном и расходном баках.

Для подщелачивания и стабилизации воды применяют известь в виде молока концентрацией до 5% по оксиду кальция или раствора концентрацией до 1,4 г/л, либо раствор соды концентрацией 5—8%. Технологическая схема известкования воды выбирается с учетом вида и качества исходного продукта, потребности в извести, места ее ввода и т. д. При суточном потреблении извести до 50 кг по оксиду кальция можно применять известковый раствор, приготовляемый в сатураторах двойного насыщения. При большом суточном потреблении извести известковый раствор или молоко приготовляют в баках (при-

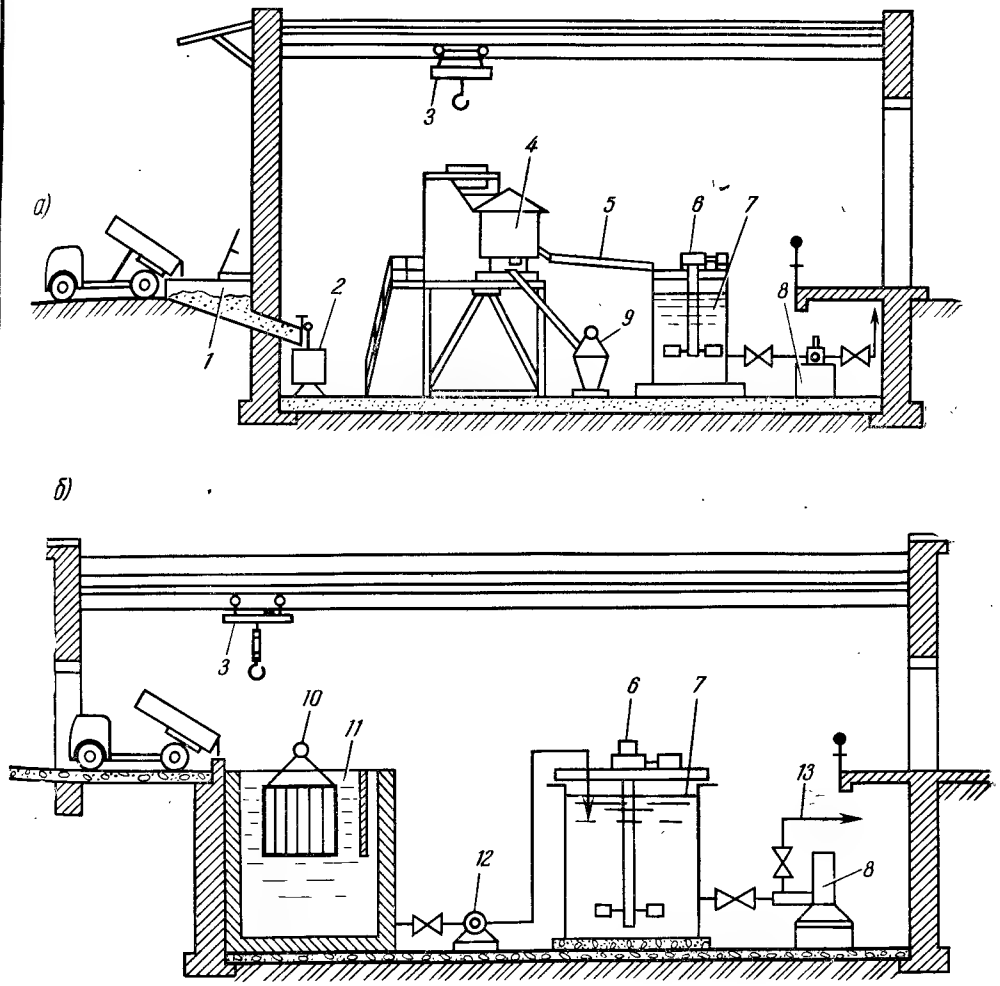


Рис. 4.4. Известковое хозяйство при сухом (*а*) и жидкостном (*б*) хранении извести:
1 — бункер; *2* — контейнер; *3* — таль с электроприводом; *4* — известегасилка; *5* — сливной желоб; *6, 7* — пропеллерная мешалка и бак для известкового молока; *8* — насос-дозатор; *9* — бак для отходов; *10* — корзина с известью; *11* — бак известкового теста; *12* — насос; *13* — отвод известкового молока

нимают не менее двух баков). Баки должны иметь конические днища с углом 45° и сбросные трубопроводы диаметром не менее 100 мм (рис. 4.4). Непрерывное перемешивание известкового молока в баках осуществляют гидравлическим способом с помощью циркуляционного насоса при восходящей скорости потока не менее 5 мм/с с механическими мешалками или барботированием воздухом с интенсивностью 8—10 л/(с·м²). Известковое молоко очищают от нерастворимых примесей в вертикальных отстойниках с восходящей скоростью 2 мм/с или в гидроциклонах с двукратным пропуском его через аппарат.

Раствор соды концентрацией 5—8% готовят в железобетонных или стальных баках с механическим или пневматическим побуждением (барботаж). Для ускорения процесса растворения соды рекомендуется подогрев воды до 50—60 °С.

Угольную пульпу концентрацией 5—10%, применяемую для дезодорации воды, готовят замачиванием порошкообразного активного угля в течение 1 ч в баках с механическим или гидравлическим перемешиванием (рис. 4.5). Помещения, где размещены угольные установки, относятся к категории пожароопасных, их оборудуют системой приточно-вытяжной вентиляции с пятикратным (не менее) обменом воздуха.

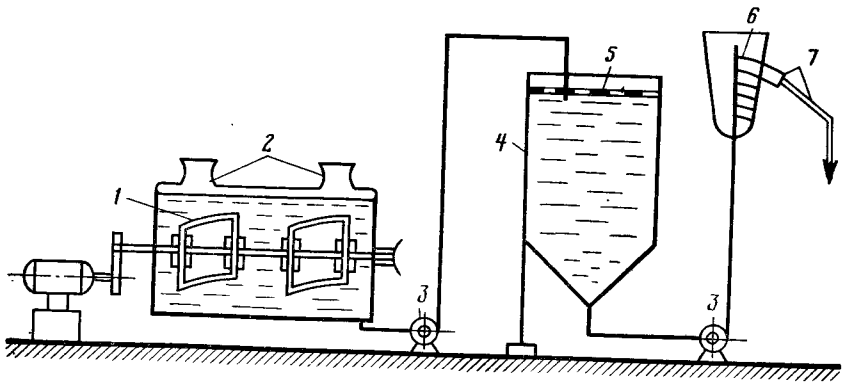


Рис. 4.5. Установка для приготовления и дозирования пульпы активного угля:

1 — барабан с механическим перемешиванием; *2* — люки; *3* — насосы; *4* — бункер для пульпы; *5* — сетка; *6* — дозатор; *7* — отвод готовой пульпы

Растворы ПАА (см. рис. 4.3) из технического продукта рекомендуется приготовлять в баках с механическими лопастными мешалками. В состав установки помимо мешалки входят

расходный бак, где аккумулируется раствор ПАА 1—1,5%-ной концентрации, дозатор и эжектор, вторично разбавляющий раствор до 0,1—0,25%-ной концентрации и транспортирующий его к месту ввода в обрабатываемую воду. Период приготовления раствора ПАА из геля 30—40 мин, из сухого продукта — 2 ч. При использовании горячей воды с температурой до 50 °С продолжительность приготовления раствора ПАА сокращается. Число мешалок и объем расходных баков определяют исходя из сроков хранения растворов ПАА: 0,7—1%-ной концентрации — до 15 сут; 0,4—0,6%-ной — до 7 сут; 0,1—0,3%-ной — до 2 сут.

Растворы АК приготовляют на месте ее применения путем активации силиката натрия (т. е. нейтрализации его щелочности) раствором сульфата алюминия или хлором на установках непрерывного или периодического действия. При часовом использовании дозы АК до 3 кг применяют установки периодического действия, состоящие из реагентного бака, где в течение часа выдерживают хлорированный раствор силиката натрия, хлората ЛК-10, центробежного насоса и дозаторов.

Раствор перманганата калия концентрацией 0,5—2% готовят в растворных баках, которых должно быть не менее двух. Продолжительность полного растворения реагента при температуре воды до 20 °С 4—6 ч, а при 40 °С — 2—3 ч.

Растворы фторсодержащих реагентов приготовляют в сатураторах одинакового насыщения (для реагентов с малой растворимостью) или в расходных баках (для хорошо растворимых реагентов) с механическим или пневматическим побуждением. Установки сатураторного типа целесообразны для водоочистных комплексов производительностью до 50 тыс. м³/сут. Фтораторные установки с растворно-расходными баками, применяющиеся при большей производительности, характеризуются универсальностью, так как могут работать на любом фторсодержащем реагенте.

Раствор гексаметафосфата натрия (кальция) концентрацией 2—3% (в расчете на товарный продукт) готовят в баках с механическим перемешиванием (принимают не менее двух баков). Продолжительность растворения реагента при непрерывном перемешивании в воде температурой 16—18 °С составляет 4—5 ч, при 50 °С — около 2 ч. Раствор гексаметафосфата натрия характеризуется высокой коррозионной активностью, поэтому внутренняя поверхность стенок баков должна иметь кислотостойкое покрытие.

4.3. Дозирование реагентов

Дозирование реагентов в обрабатываемую воду, равномерность их распределения являются ответственным этапом водообработки. От их совершенства в значительной степени зависит не только степень очистки воды, но и экономичность технологии.

В водоподготовке применяют дозаторы растворов и суспензий, газов и сухих реагентов, которые можно классифицировать на три вида: дозаторы постоянной дозы; пропорциональные, автоматически устанавливающие дозу в соответствии с изменяющимся расходом воды или ее качеством, и насосы-дозаторы. Дозаторы растворов, суспензий и газов можно подразделить на дозирующие реагенты в открытый поток и в напорный трубопровод. Дозаторы сухих реагентов вводят их в открытый поток или в специальный смеситель, где они быстро растворяются.

Сухие гранулированные или порошкообразные реагенты дозируют шнековыми, ленточными, тарельчатыми, объемными, массовыми и вибрационными дозаторами.

Объемные дозаторы (рис. 4.6) подают определенный объем вещества за расчетный промежуток времени, *массовые* — массовое количество вещества. Основное отличие их состоит в следующем: объемные дозаторы, которые конструктивно проще и дешевле, имеют точность дозирования 3...5%, массовые — 1%; массовые дозаторы легче оборудовать записывающим устройством для регистрации дозируемого реагента и устройством для автоматической подачи реагента в воду.

Важной и неотъемлемой частью сухих дозаторов является растворная камера. При непосредственном вводе сухих реагентов в воду они падают на дно нерастворенными. Максимальную концентрацию реагента в растворной камере принимают равной 1/4 концентрации насыщенного раствора при обычной температуре воды. Вместимость растворных камер принимают не менее 20 л. Для более полного смешения реагента с водой и его лучшего растворения предусматривают электрические мешалки или форсунки. Для точного регулирования количества воды, поступающей в растворную камеру, применяют различные водомеры. Из камеры раствор вводят в обрабатываемую воду. Используют дозаторы типа ДВ с массовым контролем производительностью 8—40; 40—120; 120—400; 400—1000; 1000—2000; 2000—4000 кг/ч; питатели-дозаторы с массовым контролем типа ПНВ такой же производительностью, что и дозаторы типа ДВ; дозаторы автоматические, непрерывного действия сыпучих материалов типа ДН-2-IV производительностью

0,1—160; 0,1—320; 0,1—630; 0,1—1000; 0,1—1600 кг/ч. Отдозированный дозаторами реагент направляется в смывное устройство (слекер), из которого забирается эжектором и транспортируется водой к смесителю. Существенными преимуществами сухого дозирования являются компактность установки, предотвращение коррозии оборудования, простая схема автоматизации процесса и значительное снижение капитальных затрат.

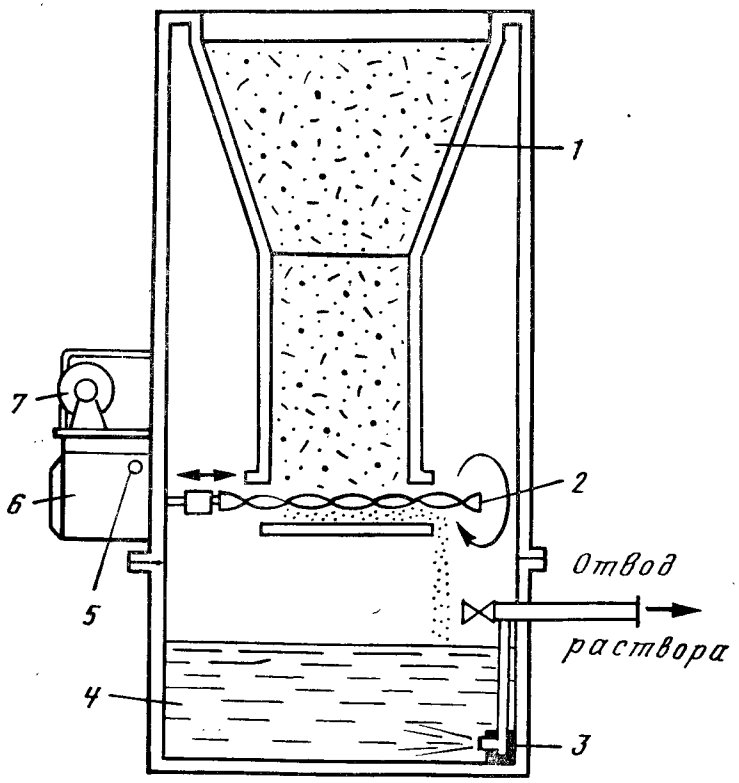


Рис. 4.6. Объемный дозатор со шнековым питателем:
1 — бункер; *2* — шнековый питатель (одновременно вращается и совершает возвратно-поступательные перемещения); *3* — водоструйный смеситель; *4* — растворная камера; *5* — регистратор и регулятор подачи химических веществ; *6* — редуктор; *7* — двигатель

Дозаторы, предназначенные на поддержание заданных параметров обрабатываемой воды (электропроводности, pH и т. д.), регулируют расход реагентов независимо от расхода воды на очистных сооружениях.

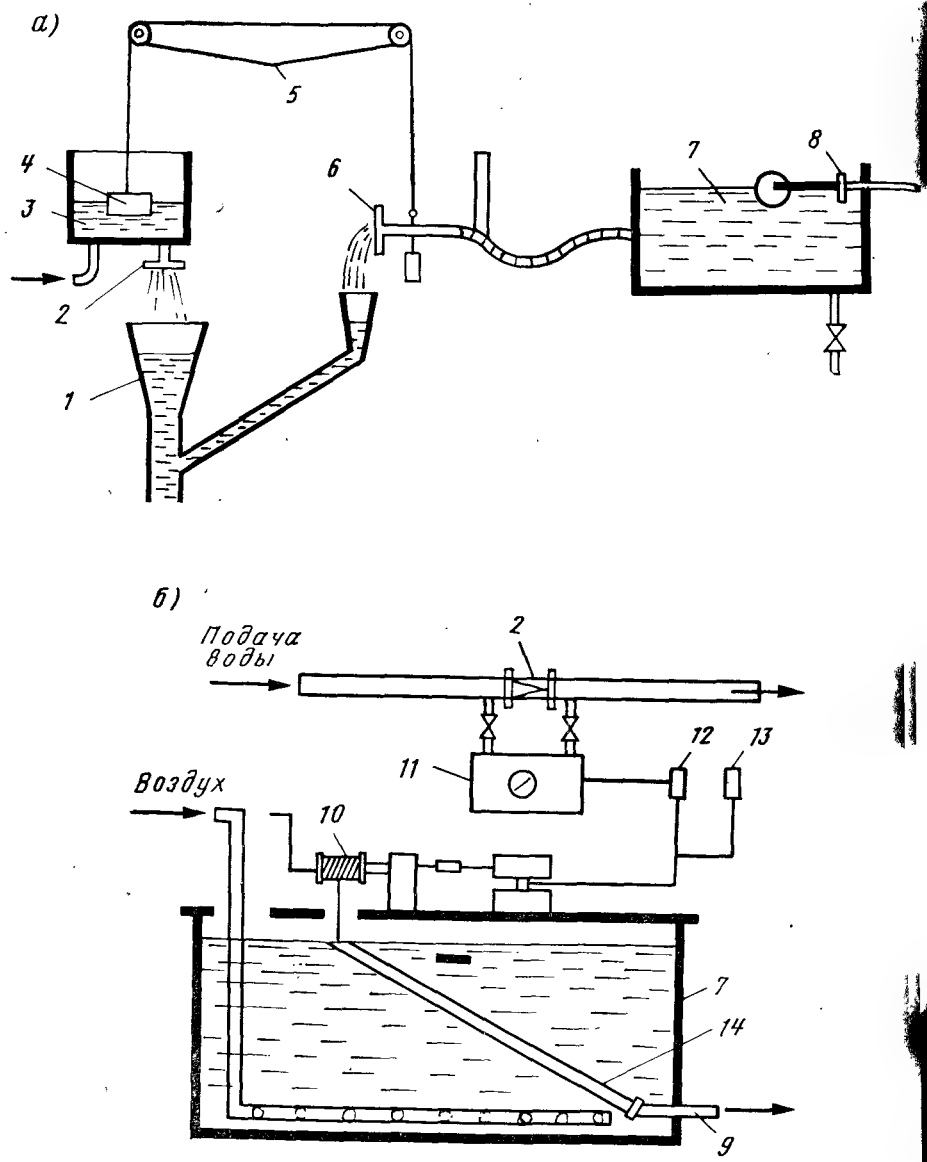


Рис. 4.7. Дозатор пропорциональной дозы (*а*) и «плавающая труба» (*б*): *1* — приемная воронка; *2* — диафрагма; *3* и *7* — водомерный и реагентный баки; *4* — поплавок; *5* — блоки; *6* — дозирующая диафрагма; *8* — шаровой кран; *9* и *14* — дозирующая и плавающая трубки; *10* — барабан лебедки; *11* — водомер; *12* — реле; *13* — магнитный пускатель

Схема устройства и работы *пропорционального дозатора* простейшего типа показана на рис. 4.7. В водомерный бак этого дозатора поступает часть воды, отделенная в определенном количестве от общего потока на распределительном водосливе (остальная большая часть поступает непосредственно в смеситель). Из бака вода выходит через патрубок с диафрагмой и направляется через воронку также в смеситель. В баке имеется поплавок, который с помощью тросика, перекинутого через блоки, поддерживает на определенной высоте дозирующую трубку диафрагмы. Через эту трубку из второго бака вытекает раствор реагента, уровень которого в баке поддерживается постоянным благодаря шаровому клапану. При увеличении количества воды, поступающей на обработку, уровень воды в баке повышается, поплавок поднимается, дозирующая трубка опускается, и расход раствора реагента увеличивается пропорционально расходу обрабатываемой воды. В баке исходной воды успокоительная камера отделена перегородкой.

Автоматически действующим дозатором пропорциональной дозы является дозатор, предложенный В. Л. Чейшвили и И. Л. Крымским (рис. 4.8), действие которого основано на ис-

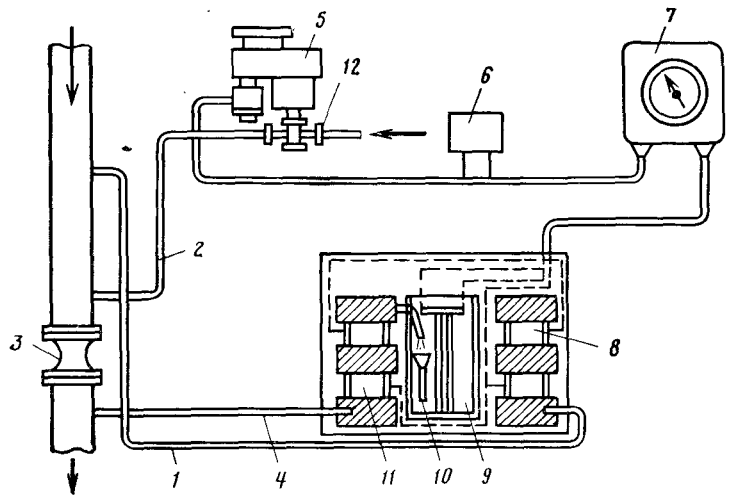


Рис. 4.8. Автоматический дозатор Чейшвили—Крымского: *1* и *4* — подвод исходной и коагулированной воды; *2* — ввод коагулянта; *3* — шайбовый смеситель; *5* — регулятор подачи коагулянта; *6* — магнитный пускатель; *7* — измерительный прибор; *8* и *11* — ячейки некоагулированной и коагулированной воды; *9* — компенсационная ячейка; *10* — сливная воронка; *12* — раствор коагулянта из бака

пользовании разности электропроводности еще не коагулированной воды и этой же воды после введения в нее коагулянта. По тому же принципу действует дозатор АОВ-2 системы ИОНХ АН Украины.

К автоматическим дозаторам относятся разработанные ВНИИ ВОДГЕО конструкции *дозатора типа ДИМБА* (дозатор известкового молока бункерный автоматический). Они регулируют подачу реагента, поддерживая заданное значение pH или пропорционально расходу воды. Могут быть использованы также для дозирования раствора коагулянта.

Для углевания в НИКТИ городского хозяйства МЖКХ Украины разработан дозатор-смеситель, с помощью которого можно дозировать и смешивать с водой пылевидный уголь.

В последние годы в отечественной и зарубежной практике для дозирования реагентов все более широко используют плунжерные и винтовые насосы-дозаторы. К первым относятся насосы типа НД с подачей 0,16 ... 2,5 м³/ч и давлением 981 кПа, а ко вторым — марки 1В6/10Х с подачей 0,5 ... 6 м³/ч и давлением 392 Па. (табл. 4.1)

Таблица 4.1

Техническая характеристика насосов-дозаторов типа НД на 1 МПа

Тип	Производительность, л/ч	Мощность электродвигателя, кВт	Габариты, мм				Масса, кг
			длина	ширина	высота	диаметр трубопровода	
НД -160/10	160	0,6	710	275	580	12	80
НД -400/10	400	1,0	840	342	634	15	108
НД—630/10	630	1,1	875	342	653	15	115
НД—1000/10	1000	2,8	906	342	687	20	134
НД—1600/10	1600	3,0	965	350	840	32	—
НД—2500/10	2500	3,0	975	350	840	40	—

5. СМЕШЕНИЕ РЕАГЕНТОВ С ВОДОЙ

5.1. Теоретические основы процесса. Классификация смесительных устройств

Выше было показано, что необходимые реагенты вводятся в обрабатываемую воду в разных точках технологической схемы, но основное количество в начале технологического тракта. При этом важно быстро и равномерно распределить их в массе кондиционируемой воды.

При коагулировании примесей воды необходимо быстрое и равномерное распределение реагентов в ее объеме для обеспечения максимального контакта частиц примесей с промежуточными продуктами гидролиза коагулянта (которые существуют в течение короткого промежутка времени), так как процессы гидролиза, полимеризации и адсорбции протекают в течение 1 с. Как указывалось выше, перекинетическая (молекулярно-кинетическая) коагуляция заканчивается, когда частицы достигают размера 1 ... 10 мкм, что практически совпадает с периодом быстрого распределения коагулянта в обрабатываемой воде в смесителях. Неэффективное смешение приводит к перерасходу коагулянта и малой скорости агломерации примесей воды при данной дозе реагента. Следовательно, необходимо создать оптимальный режим работы смесителей, при котором коагулянт вступил бы в соприкосновение с максимальным числом частиц примесей воды до того, как закончатся реакции гидролиза и полимеризации.

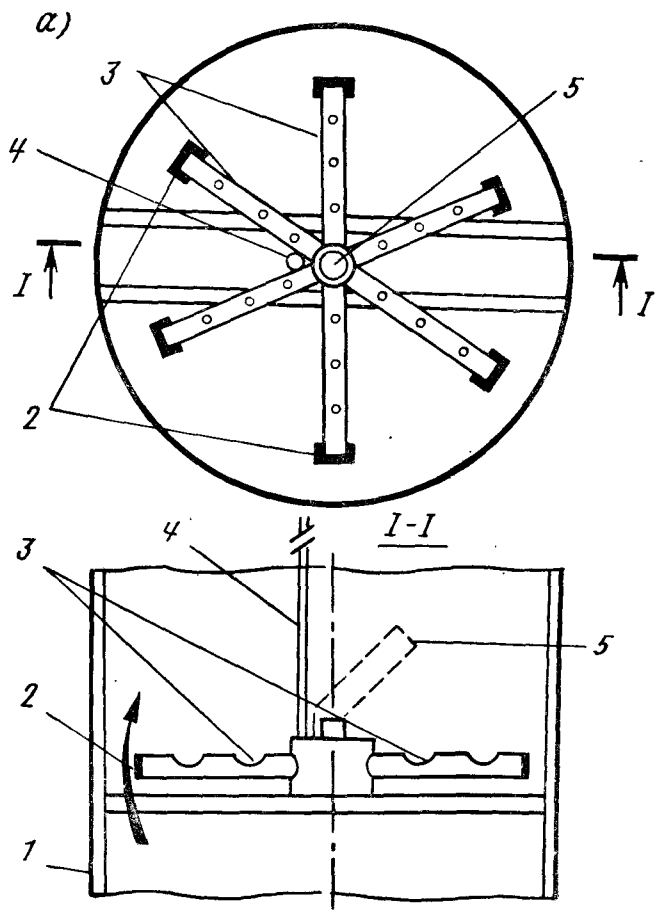
Для характеристики интенсивности смешения реагентов с водой Кэмпом были предложены величина GT (критерий Кэмпа) и понятие градиента скорости G, определяемого по формуле

$$G=[E/(TV\eta)]^{0,5},$$

где E — энергия, затрачиваемая на смешение, Дж; T — продолжительность смешения, с; V — объем воды в смесителе, м³; η — динамическая вязкость воды, Па·с.

Исследования Е. И. Апельциной, Е. А. Рождественской, А. Мирзаева показали, что эффективность действия коагулянтов

и флокулянтов повышается при увеличении интенсивности смешения по сравнению с обычно принятой, порядка G=250 ... 300 $с^{-1}$. При этом доза реагентов и время, необходимые для их полного распределения в воде, уменьшаются с повышением градиента скорости. Так, реконструкция гидравлического смесителя на сооружениях контактного осветления на воде р. Коло позволила достигнуть снижения дозы коагулянта на 25 ... 30% и увеличить производительность водоочистного комплекса на 8,5%. Технико-экономическое сравнение показало, что при использовании оптимального режима перемешивания (G=250 $с^{-1}$) удельные капиталовложения снижаются на 9,89%, а удельные эксплуатационные расходы — на 24,2%.



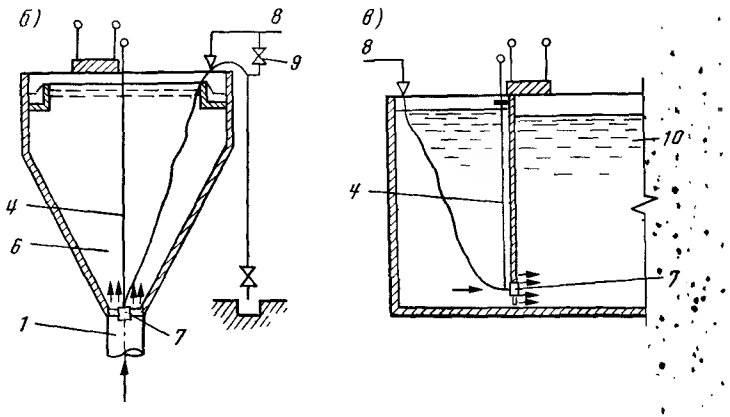


Рис. 5.1. Перфорированный распределитель коагулянта *(а)* и его размещение в вихревом смесителе *(б)* и перегородчатом *(в)*.

1 — трубопровод обрабатываемой воды; *2* — заглушка; *3* — перфорированная трубка-луч; *4* — разъемная штанга; *5* — штуцер для присоединения шланга подачи коагулянта; *6* — вихревой смеситель; *7* — реагенторасределитель; *8* — подача коагулянта через приемную воронку; *9* — зарядка сифона; *10* — перегородчатый смеситель

В современной технологии водоподготовки наметилась тенденция к применению смесителей, обеспечивающих чрезвычайно быстрое распределение коагулянта в обрабатываемой воде, что соответствует сформулированному выше тезису об использовании для дестабилизации примесей воды промежуточных продуктов гидролиза коагулянта. В основном это механические и трубчатые смесители.

Для равномерного и быстрого смешения реагентов с водой их следует вводить в зонах наибольшей турбулентности потока в нескольких точках его сечения. Как показали результаты исследований в НИИ КВОВ АКХ, для смешения реагентов с водой необходимо предусматривать реагенторасределители (устройства ввода реагентов (рис. 5.1)), обеспечивающие их быстрое равномерное распределение в подающем канале или трубопроводе, и смесители, где происходит последующее интенсивное смешение введенных реагентов с обрабатываемой водой. Реагенторасределители рекомендуется выполнять в виде перфорированных трубчатых систем или вставок в трубопровод, представляющих собой местные сопротивления. Потерю напора в трубопроводе при установке указанных устройств соответственно принимают 0,1 ... 0,2 и 0,2 ... 0,3 м.

Исследования последних лет показали, что задача быстрого смешения неразрывно связана с концентрацией раствора коагулянта. Целесообразно введение коагулянта в обрабатываемую

воду в виде раствора низкой концентрации (до 1%). Вместе с тем при применении высокоэффективных смесителей влияние концентрации коагулянта проявляется не столь ощутимо.

Смешение реагентов с обрабатываемой водой производят в смесительных устройствах (сопла Вентури, диафрагмы), трубчатых смесителях или в специальных сооружениях—смесителях, которые должны удовлетворять требованию быстрого и полного

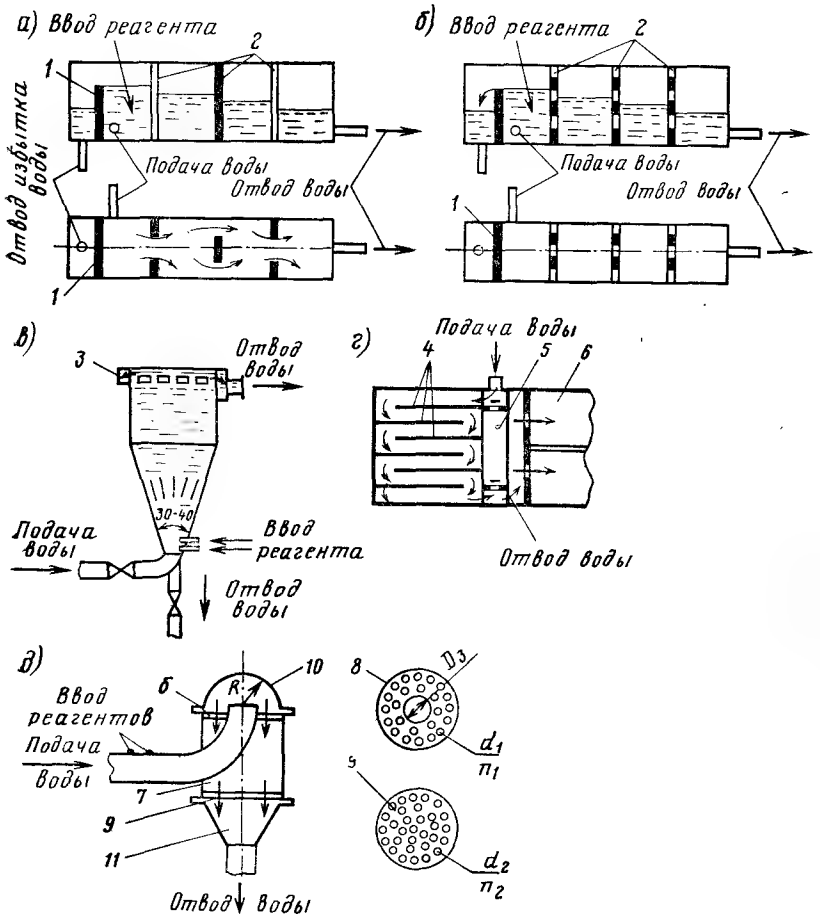


Рис. 5.2. Смесители гидравлического типа с разделением потока *(а)*, дырчатый *(б)*, вертикальный *(в)*, перегородчатый *(г)*, напорный дырчатый *(д)*: *1* — перелив; *2* — перегородки с отверстиями; *3* — кольцевой водосборный лоток; *4* — перегородки; *5* — обводной канал; *6* — камера хлопьеобразования; *7* — цилиндрический корпус; *8* и *9* — верхняя и нижняя дырчатые перегородки; *10* — сферический отражатель; *11* — конус

смешения реагентов со всей массой воды (т. е. время пребывания воды 1 ... 3 мин). Смесители подразделяют на *гидравлические* и *механические*. К числу гидравлических смесителей, наиболее хорошо зарекомендовавших себя на практике, следует отнести: *коридорного типа* (с вертикальным или горизонтальным движением воды); *дырчатый, перегородчатый с разделением потока, вертикальный* (вихревой). Выбор типа смесителя обосновывается компоновкой водоочистной установки с учетом ее производительности и метода обработки воды, а также конструктивными и технологическими соображениями.

В процессе гидролиза коагулянта образуется значительное количество свободного оксида углерода, пузырьки которого адсорбируются на поверхности микрохлопьев формирующихся в процессе перекинетической коагуляции. Это влечет за собой образование непрочных рыхлых хлопьев и понижение pH обрабатываемой воды. Возрастает разница между pH воды и $pH_{из}$ примесей воды, что способствует возрастанию их агрегативной устойчивости. Поэтому удаление углекислоты из зоны смешения коагулянта с водой и формирования микрохлопьев, достигаемое за счет аэрации воды (рис. 5.2,в), значительно интенсифицирует процесс коагуляции. Аэрирование способствует не только лучшему гидравлическому перемешиванию вводимых реагентов с водой, обогащению ее кислородом воздуха, но позволяет получить плотные прочные хлопья с большей гидравлической крупностью. Аэрирование рекомендуется при использовании любых технологических схем водоподготовки.

5.2. Гидравлические смесители

В смесителях гидравлического типа турбулизация потока создается местными сопротивлениями путем увеличения в них скорости движения воды. Гидравлические смесители характеризуются конструктивной простотой и эксплуатационной надежностью, однако при расходах обрабатываемой воды меньше расчетных они не обеспечивают надлежащего эффекта смешения. Число смесителей (секций) принимают не менее двух, резервные аппараты не предусматриваются.

Одним из способов интенсификации и улучшения процесса коагуляции является мгновенное перемешивание воды с коагулянтом в диафрагмовом смесителе перед поступлением ее в камеру хлопьеобразования. Использование вышеуказанного способа на установках небольшой производительности позволяет создать более благоприятные условия для смешения, в результате чего снижается расход коагулянта на 25%.

На практике широко распространены *перегородчатые смесители с разделением потока.* Такой смеситель представляет собой железобетонный лоток с тремя щелевыми перегородками (рис. 5.2): установленными перпендикулярно оси сооружения. При движении в щелях со скоростью 1 м/с за ними образуются вихревые течения, что способствует быстрому и полному смешению реагента с водой. Расстояние между перегородками должно равняться двойной ширине лотка.

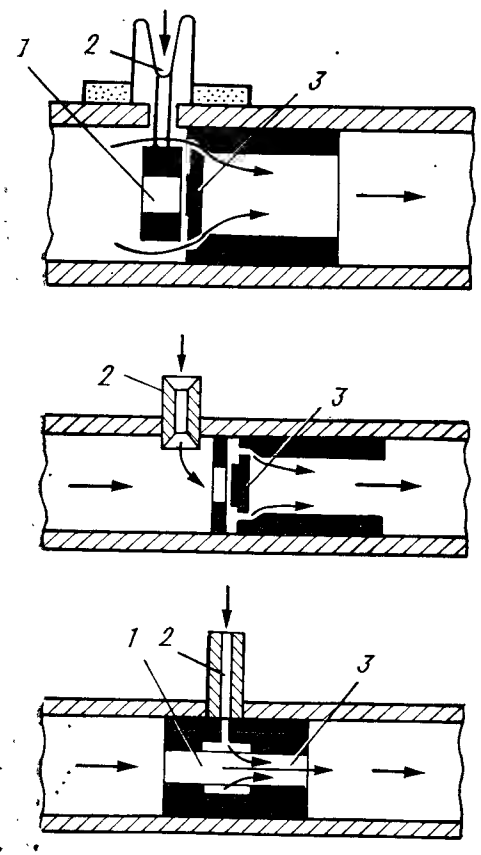


Рис. 5.3. Трубчатые смесители. *1* — распределитель реагента; *2* — подача реагента; *3* — местное сопротивление

Дырчатый смеситель (рис. 5.2) представляет собой поток с дырчатыми перегородками, размещенными перпендикулярно наравлению движения воды. Вода, проходя через отверстия со скоростью около 1 м/с, испытывает завихрения, что способствует хорошему смешиванию воды с реагентами. Диаметр отверстий принимают 20 ... 100 мм. Верхний ряд отверстий должен быть затоплен под уровень воды на 0,1 ... 0,15 м во избежание подсоса воздуха.

На водоочистных комплексах с осветлителями применяют *вертикальные* (вихревые) смесители в виде цилиндрического (или квадратного в плане) резервуара с конической (или пирамидальной) нижней частью при угле наклона 30 ... 45° (рис. 5.2). В низ конуса (или пирамиды) подводят обрабатываемую воду со скоростью 1,2 ... 1,5 м/с и туда же, только с противоположной стороны, через специальные патрубки вводят растворы реагентов. Восходящая скорость движения воды в цилиндрической части смесителя высотой 1,0 ... 1,5 м должна быть 30 ... 40 мм/с, благодаря чему частицы реагента находятся во взвешенном состоянии. Отвод воды из смесителя осуществляется периферийным лотком со скоростью 0,6 м/с, дырчатыми трубами с затопленными отверстиями или центрально расположенной затопленной воронкой.

На крупных водоочистных комплексах находят применение *перегородчатые смесители коридорного типа* (рис. 5.2) с вертикальным или горизонтальным движением воды со скоростью 0,6 ... 0,9 м/с при времени пребывания воды в них 3 ... 5 мин, число поворотов на 180° принимают равным 9 ... 10. Следует предусматривать возможность сокращения числа перегородок для уменьшения времени пребывания обрабатываемой воды в смесителе в периоды интенсивного хлопьеобразования. Для небольших водоочистных установок применяют *трубчатые смесители* (рис. 5.3,а—в). Они характеризуются значительными потерями напора и невозможностью их использования на крупных водоочистных комплексах.

5.3. Механические смесители

Для смешивания растворов реагентов с водой в нашей стране используют в основном смесители гидравлического типа, иногда смешивание производят в трубах и центробежных насосах, подающих воду на очистные сооружения. К числу недостатков перечисленных способов смешивания следует отнести невозможность регулирования степени турбулизации и времени пребывания воды в смесителе в зависимости от ее расхода и качества.

Современная теория рассматривает коагуляцию как процесс двухстадийного переноса частиц: для обеспечения контакта и дестабилизации частиц, с одной стороны и для обеспечения их агломерации после первичного контакта,— с другой. Оптимальный эффект коагуляции получают при очень быстром переносе частиц, который возможен только в высокоскоростных механических *смесителях турбинного* или *пропеллерного типа,* где происходит практически мгновенное распределение реагента во всем объеме воды и быстрое получение оптимальной концентрации. Такие смесители позволяют сократить время коагуляции и при наиболее полном использовании реагентов увеличить плотность образующихся хлопьев, уменьшить дозу коагулянта (рис. 5.4).

Механические смесители представляют собой круглые или квадратные в плане резервуары с соотношением высоты к ширине (диаметру) 2:1 с плоским или коническим (пирамидаль-

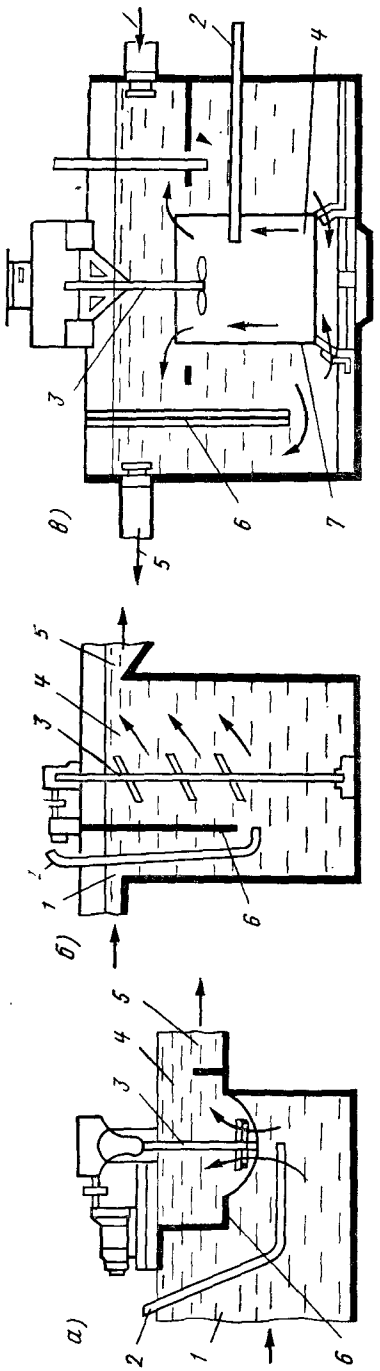


Рис. 5.4. Механические смесители турбинного (*а*), лопастного (*б*) и пропеллерного (*в*) типов. *1* и *5* — подача и отвод воды; *2* — ввод реагента; *3* — ось мешалки; *4* — камера смешения; *6* — струенаправляющая перегородка; *7* — центрально-расположенный стакан

ным) днищем. Для смешивания применяют *турбинные, пропеллерные* и *лопастные мешалки* на вертикальной оси. Количество мешалок на валу зависит от глубины камеры. Скорость вращения мешалок варьируется и обычно не превышает 80 мин$^{-1}$ для турбинных мешалок с максимальной линейной скоростью на конце лопасти до 5 м/с и до 1750 мин$^{-1}$ для пропеллерных. Время пребывания воды составляет от 30 с до 3 мин. Привод смесителя размещают на площадке на высоте около 1 м выше верха камеры. Стационарный подшипник устанавливают в опорной плите сверху резервуара.

Исследования А. Мирзаева показали, что смесительное устройство следует принимать трехлопастного пропеллерного типа с вертикальным расположением по оси камеры. На одном валу следует устраивать одну мешалку. Им установлена зависимость (рис. 5.5) между мутностью обрабатываемой воды и критерием Кэмпа при использовании хлорного железа или сульфата алюминия, определено время полного перемешивания коагулянта с водой (рис. 5.6) в зависимости от ее свойств.

В России механические смесители используют в химической технологии, пищевой промышленности и других отраслях. Союзводоканалпроектом и ВНИИ ВОДГЕО разработан проект и построен механический смеситель производительностью 65 тыс. м^3/сут для водоснабжения г. Волжска. В качестве перемешивающего устройства принята открытая турбинная плосколопастная мешалка диаметром 600 мм с частотой вращения 160 мин$^{-1}$. Время пребывания в зоне механического перемешивания составляет 5,3 с, мощность двигателя — 7,5 кВт, удельный расход энергии — 6,2 кВт на 1 м^3/с.

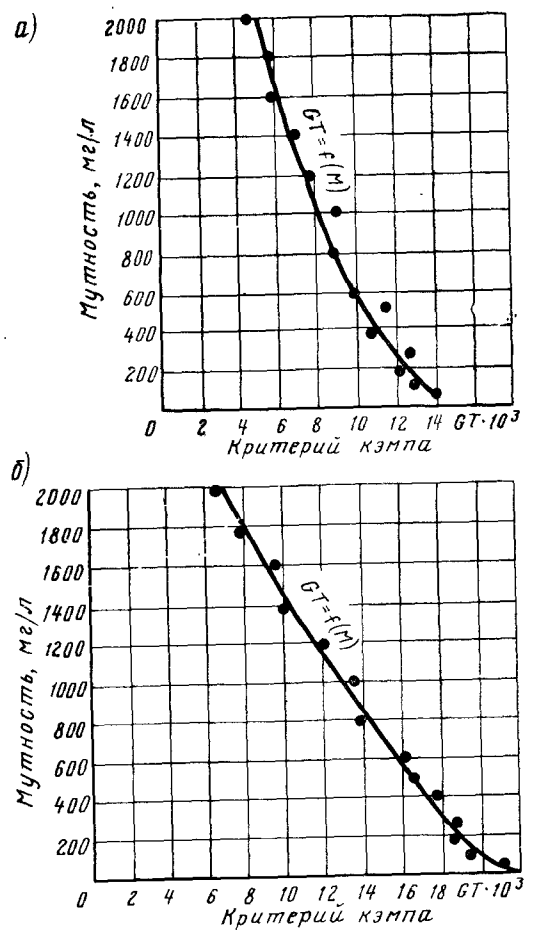


Рис. 5.5. Графики GT=f(M): а — $Al_2(SO_4)_3$, б — $FeSO_4$

Турбинные мешалки изготовляют заводы химического машиностроения по отраслевым нормалям для вертикальных аппаратов с перемешивающими устройствами. В качестве приводов возможна установка мотор-редукторов типа МП—01 и МП—03.

Исследования механических смесителей, выполненные в МГСУ, показывают, что их применение позволяет: снизить удельные капитальные затраты; снизить расход коагулянта до 25%; уменьшить время пребывания воды в отстойниках и осветлителях со слоем взвешенного осадка; регулировать параметры смешивания адекватно количеству и качеству обрабатываемой воды.

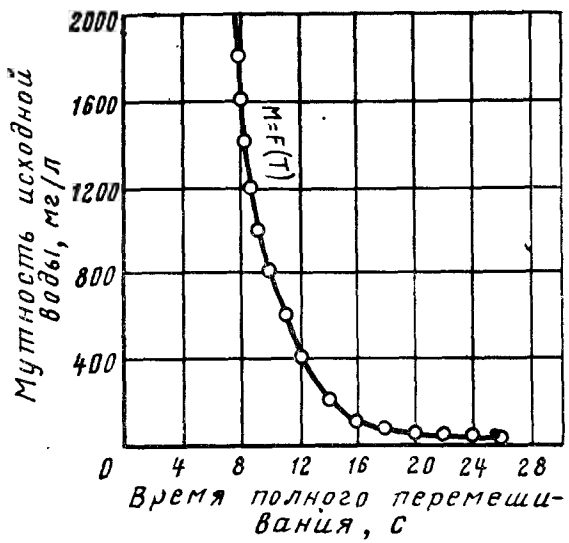


Рис. 5.6. График T=Ψ(M)

6. КАМЕРЫ ХЛОПЬЕОБРАЗОВАНИЯ

6.1. Место камер хлопьеобразования в технологической схеме, их классификация

Как было описано в главе 3, процесс конвективной коагуляции во времени состоит из двух этапов. Ход процесса перекинетической коагуляции определяется интенсивностью теплового броуновского движения. В момент ввода и распределения раствора коагулянта в воде ионы алюминия или железа начинают взаимодействовать с гидроксильными ионами и спустя некоторое время появляется опалесценция и вода мутнеет от формирования огромного количества первичных мельчайших хлопьев. Под действием броуновского движения хлопья контактируют друг с другом и укрупняются, а их число в единице объема уменьшается. Наступает момент, когда энергия броуновского движения недостаточно для перемещения первичных агрегатов с целью их дальнейшей агломерации. На этом заканчивается перекинетическая фаза коагуляции и наступает ортокинетическая, для успешного протекания которой необходимо обеспечить дальнейшее контактирование уже сформировавшихся агрегатов.

Таким образом, камеры хлопьеобразования предназначены для создания благоприятных условий на завершающей второй стадии процесса коагуляции — хлопьеобразования, чему способствует плавное перемешивание потока. На размеры образующихся хлопьев в процессе медленного перемешивания обрабатываемой воды влияет его интенсивность и продолжительность, солевой состав воды, природа примесей (коллоидные или диспергированные), а также силы адгезии, удерживающие частицы примесей связанными между собой. Укрупнение образующихся в процессе гидролиза коагулянта хлопьев происходит постепенно в течение некоторого времени, варьируемого согласно СНиПа в пределах 6 ... 30 мин и более. Первоначально протекает стадия скрытой коагуляции, характеризующаяся формированием первичных мельчайших хлопьев, которые затем укрупняются и образуют крупные видимые агрегаты. При этом структура образующихся хлопьев гидроксида железа значительно прочнее и они имеют большую плотность, чем гидроксид алю-

миния. На структурообразование хлопьев оказывает влияние солевой состав воды. Так, возрастание концентрации гидрокарбонатов и хлоридов повышает прочность формирующихся хлопьев и, наоборот, увеличение содержания сульфатов понижает ее.

Как показали результаты исследований, выполненных в МГСУ (Г. И. Николадзе, А. Мирзаев и др.) и в НИИ КВОВ АКХ (Г. Н. Луценко и др.), существенное влияние на процесс хлопьеобразования оказывают интенсивность и продолжительность перемешивания обрабатываемой воды в камерах хлопьеобразования. При этом основополагающей является интенсивность перемешивания $G = 50 \ldots 60$ с$^{-1}$, влияние продолжительности процесса проявляется в меньшей степени.

Ниже приводятся формулы для определения градиента скорости в камерах хлопьеобразования разных типов:

перегородчатая

$$G = \left\{ \frac{[nv_1^2 + (n-1)\, v_2^2]\, Q\rho}{2V\eta} \right\}^{0,5}, \qquad (6.1)$$

вихревая и водоворотная

$$G = \left(\frac{\rho v^2 Q}{2V\eta} \right)^{0,5}, \qquad (6.2)$$

флокулятор (механическая)

$$G = \left(\frac{2\pi m N}{V\eta} \right)^{0,5}, \qquad (6.3)$$

в аэрофлокуляторе

$$G = \left[\frac{q p_0 \ln \left(\frac{p_0 + \rho g h}{p_0} \right)}{V\eta} \right]^{0,5}, \qquad (6.4)$$

где n — число перегородок; v_1 и v_2 — соответственно скорости движения воды в коридоре камеры и на повороте, м/с; Q — расход коагулируемой воды, м^3/с; ρ — плотность воды, кг/м^3; V — объем камеры, м^3; η — динамическая вязкость воды, Па·с; v — скорость входа воды в камеру из подводящего трубопровода, м/с; m — частота вращения мешалки, с$^{-1}$; N — начальная мощность, затрачиваемая на вращение, Вт; q — расход воздуха, м^3/с; p_0 — атмосферное давление, Па; h — высота слоя воды над воздухораспределительной системой.

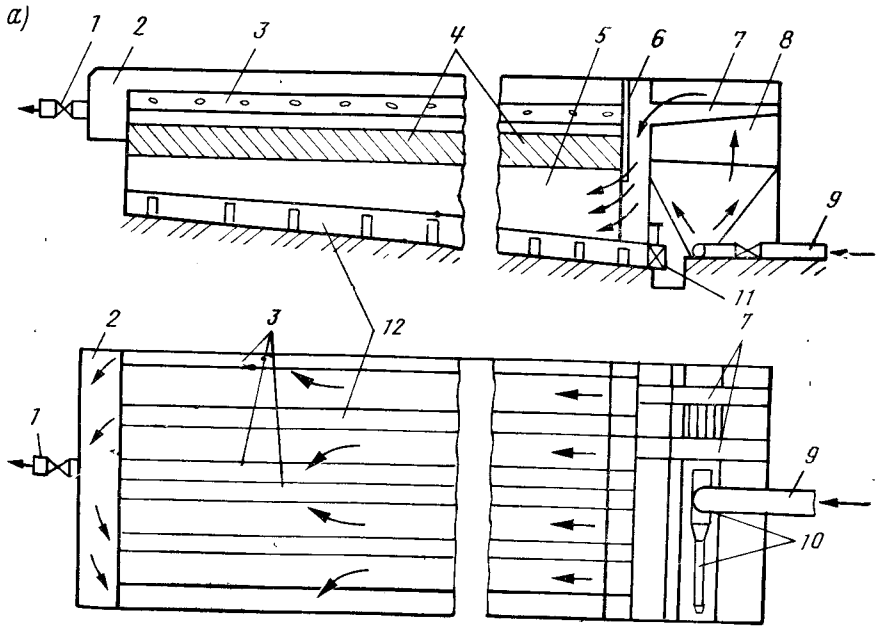
Интенсивность перемешивания воды в камерах хлопьеобразования не должна быть слишком большой, чтобы не разрушить сформировавшиеся хлопья. Необходимая интенсивность

перемешивания воды достигается путем изменения скорости ее движения или частоты вращения мешалки во флокуляторах, а оптимальная продолжительность процесса обеспечивается надлежащим объемом сооружения.

Из практики известно, что скорость хлопьеобразования понижается при низкой температуре обрабатываемой воды, а размер и структура образующихся при этом хлопьев неудовлетворительны. Это негативное явление удается локализовать путем увеличения интенсивности и продолжительности перемешивания.

При обработке маломутных цветных вод ускорения хлопьеобразования можно достичь искусственным замутнением обрабатываемой воды, вводя в нее осадок из отстойников или суспензию глины, частицы которых являются центром агрегации. Такой же результат дает применение флокуляторов в сочетании с флокулянтами. Из сказанного становится очевидной роль и назначение камер хлопьеобразования.

В современной практике камеры хлопьеобразования встраивают в отстойники или располагают вплотную к ним с тем, чтобы избежать разрушения хлопьев при передаче воды из камеры в отстойник. Согласно СНиП скорость движения воды из камеры в отстойник не должна превышать 0,1 м/с для мутных вод и 0,05 м/с для цветных.



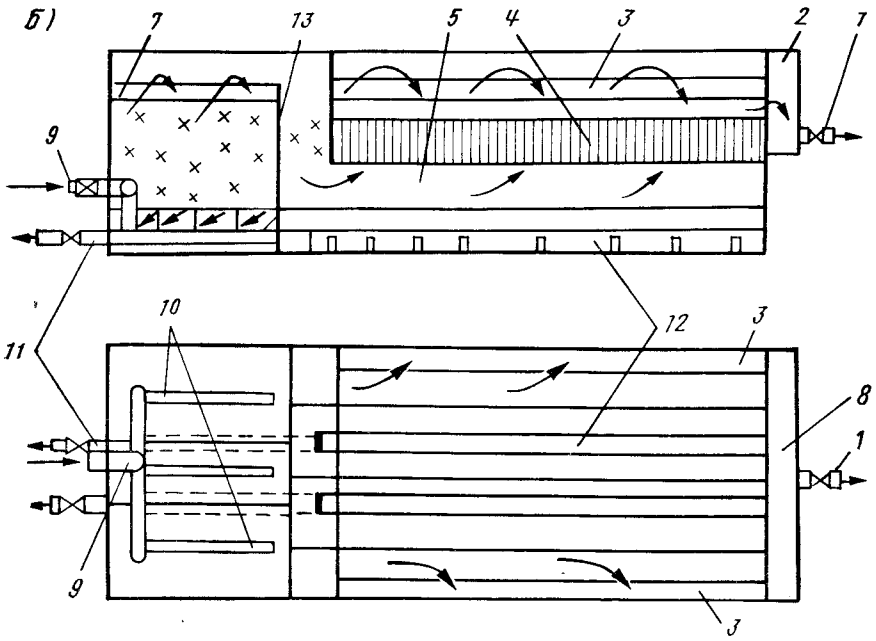


Рис. 6.1. Камеры хлопьеобразования вихревого *(а)* и зашламленного *(б)* типа, встроенные в горизонтальный отстойник.

1 — отвод осветленной и подача исходной воды; *2* — водосборный карман; *3* — лотки децентрализованного сбора осветленной воды; *4* — тонкослойные модули; *5* — зона осветления воды; *6* — струенаправляющая перегородка; *7* — лотки для сбора и отведения воды из камеры; *8* — камера хлопьеобразования; *10* — перфорированные водораспределительные трубы; *11* — удаление осадка из отстойника; *12* — короба для сбора и удаления осадка из отстойника; *13* — затопленный водослив; отделяющий камеру от отстойника

По принципу действия камеры хлопьеобразования подразделяют на *гидравлические, механические* (флокуляторы) и *аэрофлокуляторы.* Из камер гидравлического типа на практике отдают предпочтение *вихревым* (рис. 6.1,а) и *зашламленного типа* (рис. 6.1,б), *водоворотным* (рис. 6.2,а) и *контактным* (рис. 6.2,б), *перегородчатым* с горизонтальным или вертикальным движением воды, камерам с *рециркуляцией осадков* (рис. 6.3). При числе камер хлопьеобразования менее шести следует принимать одну резервную.

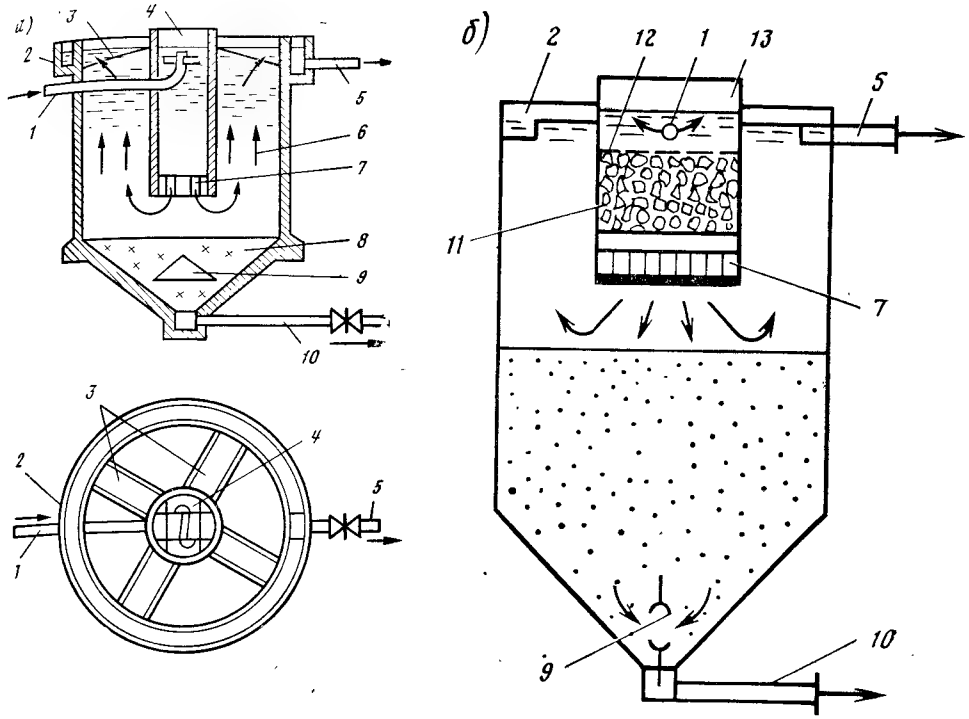


Рис. 6.2. Водоворотная *(а)* и контактная *(б)* камеры хлопьеобразования, встроенные в вертикальный отстойник.

1 и *5* — подача исходной и отвод осветленной воды; *2* и *3* — кольцевой и радиальные водосборные лотки; *4* — водоворотная камера; *6* — зона осветления воды; *7* — гаситель; *8* — зона накопления и уплотнения осадка; *9* — конусный отражатель; *10* — удаление осадка; *11* — контактная загрузка из вспененного полистирола; *12* — сетка; *13* — контактная камера

6.2. Камеры хлопьеобразования гидравлического типа

При выборе типа камеры хлопьеобразования следует руководствоваться производительностью водоочистного комплекса, качеством исходной воды и конструкцией отстойника.

Перегородчатая камера хлопьеобразования (применяют с горизонтальными отстойниками) представляет собой прямоугольный железобетонный резервуар с перегородками, образующими 9 ... 11 коридоров шириной не менее 0,7 м, через которые последовательно проходит вода со скоростью 0,2 ... 0,3 м/с в начале камеры и 0,05 ... 0,1 м/с в конце за счет увеличения ширины коридоров. Подключая к работе то или иное число коридоров,

можно регулировать продолжительность пребывания обрабатываемой воды в камере в зависимости от ее качества. Дно коридоров камеры выполняют с продольным уклоном 0,02 ... 0,03 для удаления осадка при чистке. Среднюю глубину камеры принимают 2 ... 2,5 м, продолжительность пребывания воды в камере 20 ...40 мин (минимальное время — для мутных вод, максимальное — для цветных с пониженной температурой).

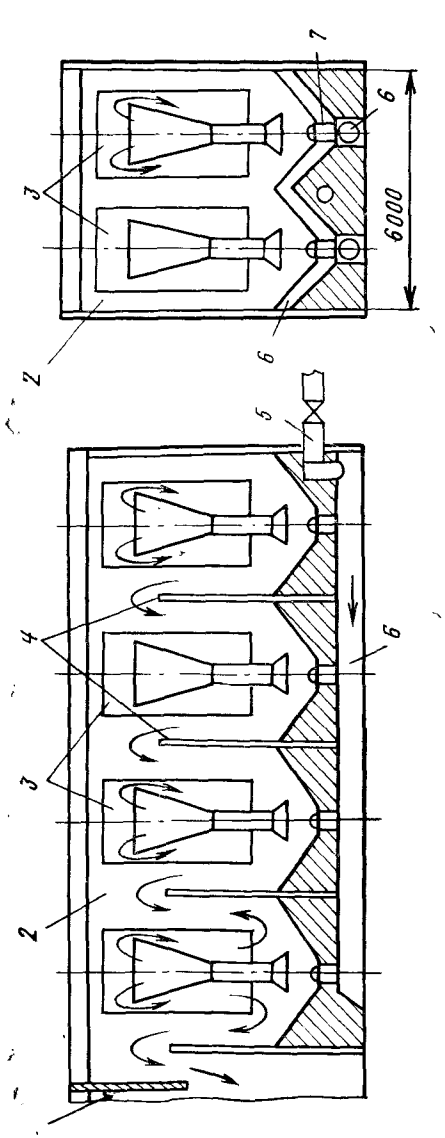


Рис. 6.3. Камера хлопьеобразования с рециркуляцией осадка.
1 и *2* — отстойник и камера; *3* — рециркуляторы; *4* — перегородки, разделяющие объем камеры на последовательно работающие секции; *5* — подача обрабатываемой воды; *6* — распределительная труба с соплами (*7*)

В перегородчатых (одно- или двухэтажных) камерах, вплотную примыкающих к горизонтальным отстойникам, перемешивание воды достигается многократным изменением направления ее движения в вертикальной или горизонтальной плоскости. Перегородчатые камеры применяют на крупных водоочистных комплексах: с вертикальным движением воды до 60 тыс. м³/сут; с горизонтальным — при большей подаче.

Расчет камеры перегородчатого типа заключается в нахождении ее объема, размеров в плане, числа и ширины коридоров и общей потери напора в сооружении.

Вихревая камера хлопьеобразования (рис. 6.1, а), предложенная Е. Н. Тетеркиным, выполнена в виде железобетонного конического или пирамидального резервуара (с углом конусности 50 ... 70°), обращенного вершиной вниз. Обычно ее встраивают в горизонтальный отстойник или располагают вплотную к нему. Принцип работы камеры заключается в том, что перемешивание воды происходит при ее движении снизу вверх вследствие значительного уменьшения скорости движения (от 0,7 ... 1,2 до 0,004 ... 0,005 м/с) в результате резкого увеличения площади поперечного сечения. Время пребывания воды в камере составляет от 6 (для мутных вод) до 12 мин (для цветных вод). Передачу воды из камеры в отстойник следует осуществлять при скорости ее движения в сборных лотках или трубах, а также в их отверстиях не более 0,05 м/с для цветных вод и 0,1 м/с — для мутных.

При устройстве желоба необходимо предусматривать треугольные водосливы или затопленные отверстия для равномерного сбора воды. В современных конструкциях вихревых камер хлопьеобразования предусматривают встраивание тонкослойных модулей, что повышает эффект хлопьеобразования и улучшает гидравлические условия их работы.

Камера хлопьеобразования зашламленного типа (рис. 6.1,б), предложенная И. М. Миркисом, с вертикальными перегородками применяется для вод с мутностью до 1500 мг/л. Ее размещают в начале коридора отстойника или вплотную с ним и выполняют в виде железобетонного пирамидального резервуара (с углом конусности порядка 45°). В основаниях перевернутых пирамид размещают напорные перфорированные водораспределительные трубы, расстояние между которыми в осях — 2 м, от стенки камеры — 1 м. Отверстия трубы диаметром не менее 25 мм направлены вниз под углом 45°, их суммарная площадь должна составлять 30 ... 40% от площади сечения распределительной трубы. Скорость движения воды в распределительных трубах принимают 0,5 ... 0,6 м/с. Для соблюдения постоянства скорости движения воды распределительные трубы рекомендуется выполнять телескопическими с косыми переходами.

При скорости восходящего потока 0,65 ... 1,6 (для вод мутностью 50 ... 250 мг/л) и 0,8 ... 2,2 мм/с (для вод мутностью 250 ... 1500 мг/л) образуется и поддерживается во взвешенном состоянии слой осадка высотой не менее 3 м, частицы которого являются центрами коагуляции. Время пребывания воды в камере не менее 20 мин. Применение камер хлопьеобразования со слоем взвешенного осадка позволяет увеличить расчетную скорость осаждения взвеси в отстойниках при осветлении вод средней мутности на 15...20% и для мутных вод — на 20%. Передача

воды из камеры в отстойник осуществляется при скорости ее движения до 0,1 м/с для мутных вод и до 0,05 м/с — для цветных.

При расчете камеры первоначально определяют ее объем по времени пребывания воды и площадь ее верхней части по скорости восходящего движения. Затем находят габариты широкой и узкой частей камеры, вычисляют их объемы, складывают и проверяют фактическое время пребывания воды в ней.

Водоворотная камера хлопьеобразования (рис. 6.2,а) совмещается с вертикальным отстойником и располагается в центральном стакане. Вода подается в верхнюю часть камеры соплом, расположенным на расстоянии 0,2 диаметра камеры от стенки на глубине 0,5 м от поверхности воды, или соплами, закрепленными в ее центре в виде неподвижного сегнерова колеса. Выходя из сопел со скоростью 2 ... 3 м/с, вода приобретает вращательное движение вдоль ее стенок и движется сверху вниз. Для гашения вращательного движения воды при ее переходе в отстойник, которое могло бы ухудшить его работу, в низу камеры устанавливают гаситель в виде крестообразной перегородки высотой 0,8 м с ячейками 0,5×0,5 м. Время пребывания воды в камере принимают 15 ... 20 мин, а ее высоту 3,5 ... 4 м.

Область применения водоворотных камер определяется применимостью вертикальных отстойников, т. е. качество обрабатываемой воды практически любое при суточной подаче до 5—8 тыс. м^3.

При расчете водоворотных камер первоначально находят ее площадь по времени пребывания воды, а затем зная ее высоту, определяют диаметр.

Для интенсификации процесса хлопьеобразования при коагулировании примесей маломутных и цветных вод в свободном объеме А. Б. Гальберштадтом предложена *гравийная камера с псевдоожиженной зернистой загрузкой,* позволяющей в результате оптимизации параметров турбулентности потока увеличить число взаимных контактов первичных агрегатов и снизить кинетическую энергию их взаимодействия. Оптимальные условия протекания процесса хлопьеобразования создаются при использовании зернистой загрузки из антрацита (керамзита, песка и др.) с эквивалентным диаметром 0,6 ... 0,9 мм и высотой слоя в статических условиях 0,3 ... 0,5 м, работающей при расширении 10 ... 15%, что соответствует восходящей скорости потока 2,6 ... 4,0 мм/с. Первоначально контактный слой антрацита покоится на слое гравия крупностью 5 ... 20 мм высотой 0,3 ... 0,4 м.

Примерно аналогичная конструкция контактной камеры хлопьеобразования (без поддерживающего гравийного слоя) предложена М. Г. Журбой. Для создания псевдоожиженного

слоя использованы вспененные гранулы полистирола марки ПСВ (ОСТ 6—05—202—83) крупностью 0,5 ... 4,5 мм, удерживаемые в верхней части камеры дренажной сеткой. Первоначальная высота слоя гранул около 1 м. Восходящая скорость движения воды в камере 5 ... 6 мм/с.

Применение на практике вышеописанных контактных камер хлопьеобразования позволяет увеличить в 3 ... 4 раза нагрузку на единицу объема камеры, снизить на 20 ... 25% расход коагулянта, уменьшить примерно в 1,5 раза продолжительность осветления воды в отстойниках.

Хорошо себя зарекомендовала на практике при обработке маломутных цветных вод *камера хлопьеобразования зашламленного типа с рециркуляцией шлама,* предложенная ЛНИИ АКХ им. К. Д. Памфилова (рис. 6.3). Обрабатываемая вода вводится в нижние части секций камеры со скоростью 1 м/с и поступает в центрально расположенные эжектируемые вставки, засасывая воду с осадком из объема секций. Таким образом, в каждой секции происходит непрерывное движение взвешенного осадка, обеспечивающее контактирование агрегативно неустойчивых примесей и их агрегацию. Постепенно обрабатываемая вода переходит из камеры в камеру и далее в отстойник. Время пребывания воды в камере 20 ... 30 мин.

6.3. Флокуляторы

В *механических камерах хлопьеобразования (флокуляторах),* рекомендуемых СНиП при обработке мутных вод и применяемых на крупных водоочистных комплексах (рис. 6.4), плавное перемешивание воды для завершения процесса коагулирования ее примесей осуществляется механическими пропеллерными или лопастными мешалками. Мешалка может иметь одну или несколько лопастей. Флокуляторы обычно встраивают в горизонтальные отстойники и рассчитывают на время пребывания воды в них 30 ... 40 и до 60 мин при реагентом умягчении. Число мешалок принимают 3 ... 5. Скорость движения воды во флокуляторе уменьшается по ходу потока от 0,5 до 0,1 м/с за счет сокращения числа оборотов мешалок или уменьшающейся по ходу воды площади их лопастей. Скорость вращения мешалок принимают 0,3 ... 0,55 м/с в зависимости от качества исходной воды.

Флокуляторы устраивают с мешалками на вертикальной или горизонтальной оси. В первом случае их обычно оборудуют моторами с переменной скоростью вращения, во втором — один двигатель обслуживает несколько мешалок. Мешалки располагают в начале коридора отстойники в два ряда и более и раз-

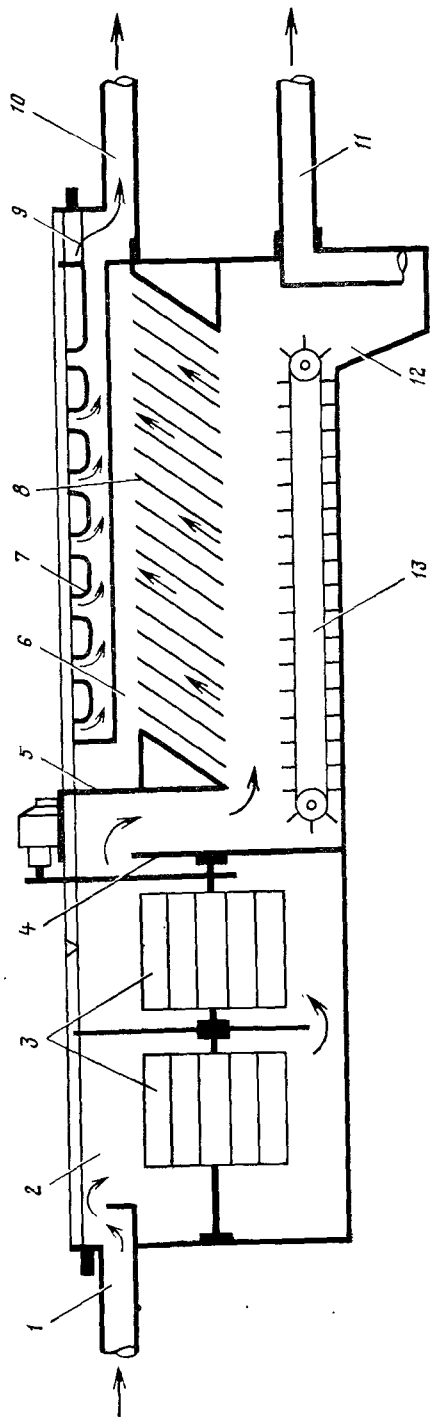


Рис. 6.4. Схема флокулятора.

1 и *10* — подача и отвод воды; *2* — камера флокулятора; *3* — мешалки на горизонтальной оси; *4* — затопленный водослив; *5* — струенаправляющая перегородка; *6* — горизонтальный отстойник; *7* — водосборные лотки; *8* — тонкослойные модули; *9* — боковой сборный канал; *11* — гидравлическая система удаления осадка; *12* — грязевой приямок; *13* — скребковое устройство для сдвига осадка

деляют перегородками для циркуляции воды. Флокуляторы выполняют различной формы в плане: квадратными, круглыми и прямоугольными. Оптимально применение пропеллерных мешалок, создающих аксиальные потоки, что ослабляет процесс разрушения образовавшихся хлопьев.

Исследования флокуляторов, выполненные в МГСУ (Г. И. Николадзе, Ч. С. Лай), показали, что число цилиндрических секций камеры следует принимать не менее трех с зигзагообразной траекторией движения воды, структура градиента скорости должна быть убывающей по ходу воды от 100 до 25 ... 50 $с^{-1}$ в последней секции, мешалки целесообразно размещать на вертикальной оси. Данные табл. 6.1 дают представление о величинах критерия Кэмпа при обработке вод разного состава.

Таблица 6.1

Схема очистки воды	Критерий GT
Маломутные цветные воды, pH = 5,5 ... 6,5, обрабатываемые сульфатом алюминия	$40 \cdot 10^3 \ldots 55 \cdot 10^3$
То же, при pH = 4,5 ... 5,5, обрабатываемые хлорным железом	$100 \cdot 10^3 \ldots 150 \cdot 10^3$
Маломутные цветные воды, pH = 5,5 ... 6,8, обрабатываемые ПАА	$200 \cdot 10^3 \ldots 300 \cdot 10^3$
Воды средней мутности и средней цветности, pH = 6 ... 7, обрабатываемые сульфатом алюминия	$25 \cdot 10^3 \ldots 36 \cdot 10^3$
Воды средней мутности, pH = 6,6 ... 7,2, обрабатываемые хлорным железом	$35 \cdot 10^3 \ldots 50 \cdot 10^3$

Преимуществами флокуляторов по сравнению с камерами гидравлического типа являются небольшие потери напора, конструктивная простота, оптимизация процесса хлопьеобразования адекватно качеству обрабатываемой воды.

К числу недостатков флокуляторов следует отнести дополнительный расход электроэнергии, наличие в воде деталей, к материалам на изготовление которых предъявляются высокие требования, что удорожает сооружение в целом.

Методика расчета флокуляторов аналогичная принятой для перегородчатых камер хлопьеобразования.

6.4. Аэрофлокуляторы

Хорошее хлопьеобразование достигается барбатированием обрабатываемой воды сжатым воздухом. При этом одновременно с хлопьеобразованием происходит насыщение воды кислородом воздуха и удаление оксида углерода.

Равномерное распределение воздуха в массе обрабатываемой воды достигается либо системой из пористых или перфорированных труб (рис. 6.5), либо ложным дном из пористых плит. Глубина слоя воды принимается в пределах 2,5—4,5 м, интенсивность подачи воздуха варьируется в пределах 0,05—0,06 л/(с·м²), давление воздуха в подающем трубопроводе должна быть порядка 5 МПа.

Воздухораспределительные трубы, располагаемые поперек камеры с шагом 0,2—0,3 м, на расстоянии 1,0 м от дна, имеют по нижней образующей отверстия диаметром 2 мм при шаге 0,125—0,15 м. По А. В. Бутко преимущества аэрофлокуляторов заключаются в гибкости регулирования процесса хлопьеобразования адекватно качеству обрабатываемой воды, низкой стоимости и простоте устройства. К числу недостатков следует отнести дополнительный расход электроэнергии на компрессию воздуха.

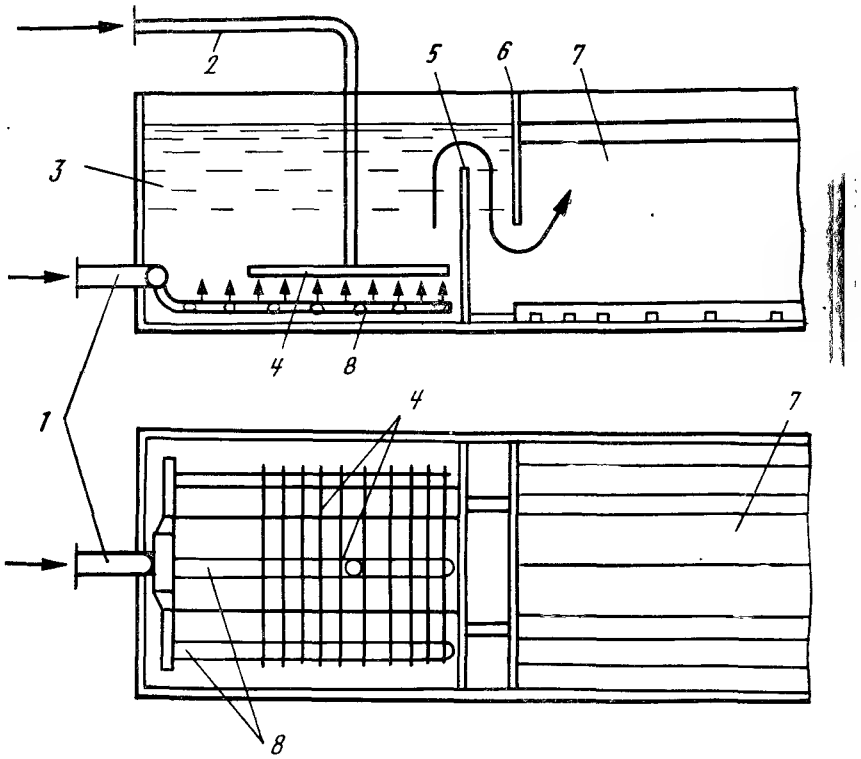


Рис. 6.5. Схема аэрофлокулятора.
1 и *2* — подача исходной воды и воздуха; *3* — камера аэрофлокулятора; *4* и *8* — воздухо- и водораспределительная система; *5* — затопленный водослив; *6* — струенаправляющая перегородка; *7* — горизонтальный отстойник

7. ПРЕДОЧИСТКА ФИЛЬТРОВАНИЕМ ЧЕРЕЗ СЕТКИ И ПОРИСТЫЕ ЭЛЕМЕНТЫ

7.1. Основы процесса. Классификация аппаратов. Макрофильтрование

При движении воды через сетки, ткани, пористые материалы достигается извлечение из нее взвешенных веществ. Процесс осуществляется либо на поверхности, либо в глубине фильтрующего материала. *Поверхностное фильтрование* происходит при движении воды через объемные элементы из пористых материалов значительной толщины (патронные фильтры и фильтры из пористой керамики); сетчатые или тканевые перегородки (фильтрование под давлением или под вакуумом, микрофильтрование); жесткие проницаемые каркасы с предварительно нанесенным фильтрующим слоем (намывные фильтры трубчатой, рамной или барабанной конструкции).

В зависимости от свойств применяемых фильтрующих основ и извлекаемых из воды примесей процесс фильтрования состоит из следующих трех явлений: *отложения, фиксации* и *отрыва*. Механизм отложения бывает двух видов: механическое задержание извлекаемых примесей и отложение взвешенных частиц в порах.

При механическом процеживании из воды извлекаются все частицы, превышающие размеры пор фильтрующей основы или пор, формируемых задержанными частицами, которые сами образуют фильтрующий слой. При этом чем меньше размеры пор фильтрующей основы, тем более высоким будет достигаемый эффект.

Процесс поверхностного фильтрования подчиняется закону Дарси, согласно которому потери напора P пропорциональны скорости фильтрования v с коэффициентом пропорциональности k, зависящим от динамической вязкости η и сопротивления среды R:

$$v = \frac{P}{\eta R} = kP. \qquad (7.1)$$

В соответствии с законом Дарси сопротивление среды представляет собой сумму двух величин: $R_{ос}$ — сопротивления осадка и начального сопротивления фильтрующей основы $R_ф$:

$$R = R_{ос} + R_ф. \quad (7.2)$$

Сопротивление осадка можно выразить как

$$R_{ос} = rM/A = \frac{rWV}{A}, \quad (7.3)$$

где r — удельное сопротивление осадка фильтрованию при давлении P; M — общая масса отложившегося осадка; W — масса осадка на единицу объема фильтрата; V — объем фильтрата за время T; A — площадь поверхности фильтра.

Подставляя (7.2) и (7.3) в (7.1) и преобразуя его, получим

$$v = \frac{1}{A} \cdot \frac{dV}{dT} = \frac{P}{\eta\left(\frac{rWV}{A} + R_ф\right)}. \quad (7.4)$$

Интегрирование выражения (7.4) приводит к уравнению вида

$$T = av^2 + b. \quad (7.5)$$

Графически это уравнение выражается прямой линией, где $a = (r \cdot \eta \cdot W)/(2P \cdot A^2)$ — тангенс угла наклона к оси абсцисс, а $в = (\eta \cdot R_ф)/(P \cdot A)$ — отрезок, отсекаемый прямой на оси ординат.

Следует отметить, что подобное интегрирование корректно только для несжимаемых осадков, т. е. когда r остается постоянным.

В действительности с ростом давления коэффициент фильтруемости или удельное сопротивление r увеличивается согласно выражению

$$r = r_0 + r'P^S, \quad (7.6)$$

где r_0 и r' — пределы удельного сопротивления при нулевом и атмосферном давлении; s — коэффициент сжимаемости осадка.

Фильтрование через пористую основу может сопровождаться отложениями задержанных примесей на ее поверхности или внутри ее. Тип фильтрования определяется критерием

$$\varepsilon = \frac{18P}{d^2 (S - e) R_ф}, \quad (7.7)$$

где P — потери напора в фильтрующей основе сопротивлением $R_ф$; d — средний диаметр задержанных частиц.

Если $\varepsilon < 100$ — фильтрование будет поверхностным (пленочным), если $\varepsilon > 1000$ — фильтрование объемное, а при $\varepsilon = 100 \ldots 1000$ — фильтрование смешанное и поверхностное, и в объеме.

Отложение взвешенных веществ в порах фильтрующей основы *(объемное фильтрование)* происходит, если их размер меньше размера пор и траектория движения частиц приводит к их контакту с поверхностью поровых каналов. Этому способствуют: диффузия за счет броуновского движения; прямое столкновение; инерция частиц; прилипание за счет ван-дер-ваальсовых сил; осаждение под действием гравитационных сил; вращательное движение под действием гидродинамических сил. Фиксирование частиц примесей воды на поверхности и в порах фильтрующего материала обусловлено малыми скоростями движения жидкости, силами когезии и адсорбции.

При извлечении из воды примесей воды фильтрованием происходит уменьшение порового пространства фильтрующего материала вследствие осаждения частиц. Это влечет за собой увеличение скорости потока и изменение его режима от ламинарного к турбулентному. В этом случае задержанные частицы примесей будут частично отрываться и перемещаться потоком глубже в поры фильтрующего материала и даже выноситься с фильтратом.

Выбор поверхностного или объемного фильтрования обусловлен требуемым качеством фильтрата, свойствами воды и ее загрязнений, а также экономическими соображениями. Тот или иной вид фильтрования сопряжен с определенными капитальными и эксплуатационными затратами, которые, в свою очередь, определяются предварительной обработкой воды, способами промывки аппаратов, степенью автоматизации процесса и способов контроля за ним.

Поверхностное фильтрование может осуществляться на тонких сетчатых перегородках, на объемных пористых элементах из твердых материалов или на жестких каркасах с предварительно нанесенным фильтрующим слоем.

Фильтрование через сетчатые перегородки осуществляют на открытых или напорных аппаратах (фильтрах). При этом различают три вида фильтрования: *макрофильтрование,* при котором извлекают из воды частицы крупностью более 150 мкм, *микрофильтрование* — извлекают частицы размером 1 ... 150 мкм, и *ультрафильтрование* — извлекают частицы размером 0,004 ... 0,4 мкм.

Путем макрофильтрования (макропроцеживание) через металлические перфорированные пластины или металлическую проволочную сетку с размером отверстий более 0,3 мм (барабанные сетки) извлекают глубодисперсные примеси, плавающие

примеси, насекомые, травы, водоросли, ветки и т. п., имеющие размеры от 0,2 до нескольких миллиметров. Макрофильтрование осуществляют на вращающихся макроситах и ситах с укрепленным скребком, работающих с низкими потерями напора, и на неподвижных или вращающихся самоочищающихся ситах и механических фильтрах, работающих под давлением. Вращающиеся макросита, применяемые в процессе подготовки питьевой воды и воды для орошения, представляют собой или горизонтально располагаемые барабаны, или вращающиеся сита из непрерывной сетки. Их подача варьируется от нескольких литров до кубических метров в секунду.

Барабанные сетки (БС), размещаемые на водозаборе или площадке очистных сооружений, до подачи в воду реагентов используют для грубого процеживания воды (рис. 7.1). Размер ячеек сетки из нержавеющей стали или полимеров 0,5×0,5 мм. Рабочая сетка размещается между поддерживающими сетками с размером отверстий 10×10 мм. Основные размеры БС приведены в табл. 7.1. Интенсивность фильтрования на БС принимают 25 ... 62 л/с на 1 м² смоченной площади макросетки, так как барабан только на 2/3 диаметра погружен в воду. Расход воды на промывку барабанных сеток, подаваемой под давлением

Таблица 7.1

Марка	Производительность, тыс. м³ сут	Размеры барабана, мм		Размеры камеры, мм			Число фильтрующих элементов	Мощность электродвигателя, кВт	Масса, кг
		диаметр	длина	длина	ширина	расстояние от оси до дна			
МФ 1,5×1	4	1550	1230	2095	2660	1000	18	2,5	1240
МФ 1,5×2	8	1550	2305	3160	2660	1000	36	2,5	1700
МФ 1,5×3	12	1550	3370	4196	2660	1000	54	2,5	2050
МФ 3×1,5	15	3050	1714	2606	4060	1700	18	4,0	2160
МФ 3×3	30	3050	3370	4122	4060	1700	36	4,0	2570
МФ 3×4,5	45	3050	4744	5635	4060	1700	54	4,0	3937
БС 1,5×1	10	1550	1230	2095	2660	1000	18	1,7	1240
БС 1,5×2	20	1550	2300	3160	2660	1000	36	1,7	1700
БС 1,5×3	30	1550	3370	4196	2660	1000	54	1,7	2050
БС 3×1,5	35	3050	1714	2606	4060	1700	18	2,8	2100
БС 3×3	70	3050	3370	4122	4060	1700	36	2,8	2570
БС 3×4,5	100	3050	4744	5635	4060	1700	54	2,8	3970

0,2 МПа, составляет до 0,5% суточного расхода. Потери напора на макросетке составляют до 0,1 м.

Схема работы аппарата следующая. Из бокового канала исходная вода через перфорированную часть соосно расположенного полого вала вводится внутрь вращающегося барабана, фильтруется через сетку и проникает в камеру, а далее через окна отводится в канал фильтрата. При засорении сетки и достижении максимального перепада уровней воды автоматически включается промывное устройство, которое промывает полосу сетки на верхней образующей барабана. Промывная вода собирается воронками и по глухой части полого вала отводится за пределы аппарата.

Вращающееся сито представляет собой ряд чередующихся фильтровальных полотен, выполненных из плетенных

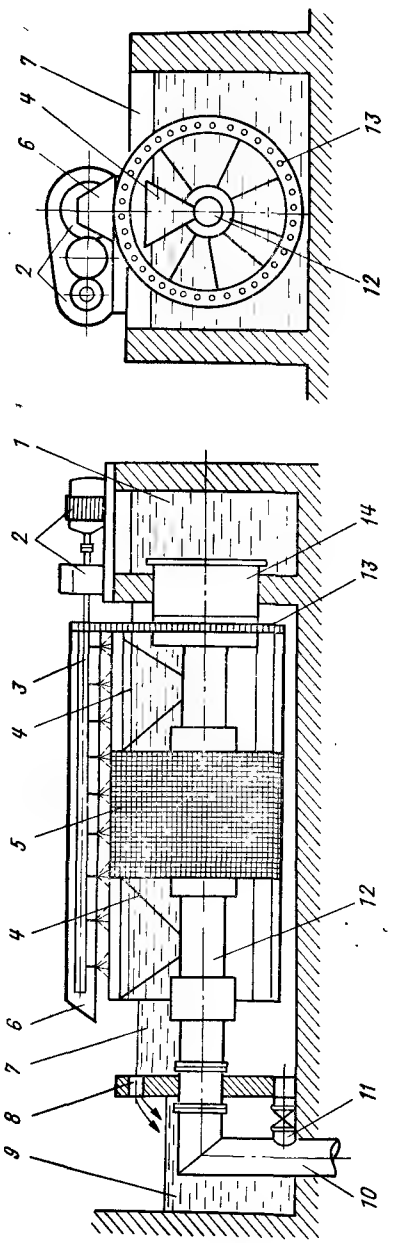


Рис. 7.1. Барабанное сито (БС).
9 и *1* — канал профильтрованной и исходной воды; *10* — отвод промывной воды; *13* — передаточный механизм; *8* — окна отвода фильтрата; *7* — камера БС; *12* — осевой трубопровод барабана с воронками *4* для сбора промывной воды; *3* — промывное устройство; *6* — ограждение из оргстекла; *2* — электропривод для вращения барабана; *14* — ввод исходной воды во внутрь барабана; *11* — опорожнение; *5* — фильтрующие элементы барабана

металлических бронзовых или стальных прутьев диаметром 0,25 ... 1 мм, смонтированных на жестком каркасе с размером ячеек 0,3 ... 3 мм. Скважность сита составляет 50 ... 60%. Скорость фильтрования по отношению к площади сита, погруженной в воду, составляет 0,35 ... 0,4 м/с. Предпочтительно фильтровать обрабатываемую воду изнутри наружу, что облегчает промывку сетки и удаление задержанных примесей. Потери напора 0,2 ... 0,5 м вод. ст.

Для извлечения из воды крупных плавающих частиц рекомендуются *сита в виде неподвижной стальной пластины* с отверстиями 2 ... 5 мм. Извлеченные примеси удаляются скребком или щеткой, укрепленной на конце цепи (для прямого наклонного сита), или вращающимся устройством (для круглых сит) и сбрасываются в сборник. Плоские сита целесообразно располагать в подводящих каналах шириной до 2,5 м, потери напора до 0,5 м. вод. ст.

Неподвижные или вращающиеся самоочищающиеся сита с размером отверстий 0,25 ... 2 мм используют для извлечения из воды относительно крупных взвесей. Обычно неподвижные сита состоят из решетки, изготовленной из тонких прутьев, расположенных под переменным углом и смонтированных в жесткой раме. Прутья могут быть круглого, прямоугольного или треугольного сечения. Обрабатываемая вода подается в верхнюю часть сита, а осадок непрерывно удаляется с поверхности сита специальным устройством.

Вращающиеся сита состоят из цилиндрической решетки с горизонтальной осью вращения. Решетка образуется стальными прутьями трапецеидального профиля. Сито медленно вращается с линейной скоростью 0,1 ... 0,3 м/с. Задерживаемые примеси остаются на решетке и снимаются с нее неподвижным скребком. Вращающиеся и неподвижные сита рассчитаны на подачу воды до 1 тыс. м^3/ч, допустимые потери напора 2 м. вод. ст.

За рубежом для глубокого осветления воды широко используют механические напорные фильтры; циклонные, вращающиеся со съемными фильтровальными элементами из фарфора или стали (размер отверстий 0,1 ... 1,6 мм), и автоматические фильтры с множеством фильтровальных трубок с отверстиями 125 мкм и более и вращающимися промывным устройством.

7.2. Микрофильтрование

Основная цель *микрофильтрования* — удаление планктона, содержащегося в поверхностных водах. При этом, конечно, удаляются взвешенные частицы большого размера и частицы растительного, животного происхождения, содержащиеся в воде. В зависимости от изменения расходов воды и способности частиц, содержащихся в ней, забивать фильтровальные сетки используют различные устройства для регулирования скорости вращения барабана и один или несколько рядов промывных форсунок.

Оптимальные результаты эффективности микрофильтрования достигаются путем поддержания более или менее постоянных потерь напора, обусловленных частичным забиванием сеток задержанными частицами. Эффективность работы установки ограничена несколькими факторами: промытая фильтровальная сетка не обеспечивает надлежащего задержания в начале фильтроцикла и степень очистки при этом определяется только размерами ячеек; планктон никогда не удаляется полностью. Он может опять размножаться, особенно, если повысится температура воды; яйца некоторых низших ракообразных могут легко проходить через фильтровальную сетку и развиваться, в результате чего в последующих резервуарах могут быть обнаружены видимые невооруженным глазом организмы; из-за опасности коррозии фильтровальной сетки или ее подложки нельзя применять предварительное хлорирование воды перед микрофильтрами; поверхность микрофильтров должна быть достаточно велика, чтобы обеспечить удаление большого количества планктона, развивающегося в определенные периоды года. Если она мала, то в периоды интенсивного развития планктона и во время паводков производительность водоочистного комплекса может значительно снизиться.

Металлические или пластмассовые фильтровальные сетки в большинстве случаев имеют размеры ячеек от 20 до 40 мкм и в исключительных случаях 10 мкм. Чем меньше размер ячеек, тем больше должна быть площадь поверхности микрофильтра. Так, при размере ячеек 35 мкм скорость фильтрования должна быть не более 35 м/ч в расчете на общую площадь поверхности микрофильтра (50 м/ч в пересчете на погруженную поверхность микрофильтра), а в расчете на пиковую концентрацию взвешенных веществ — 10 м/ч.

Эффективность снижения содержания взвешенных веществ в результате микрофильтрования составляет 50 ... 80%, в среднем около 65%. Для сравнения отметим, что хорошо работающий отстойник обеспечивает снижение содержания взвешенных веществ на 40 ... 60% без предварительного коагулирования и на 95 ... 99% с предварительным коагулированием.

Микрофильтры (МФ) конструктивно ничем не отличаются от барабанных сит (см. рис. 7.1), за исключением размеров сетки, натянутой по образующей барабана. Скорость вращения бара-

бана МФ принимается 0,1 ... 0,5 м/с. Барабаны МФ погружают в воду на 2/3 диаметра в камеру, которая предназначена для сбора фильтрата.

Интенсивность фильтрования назначается в пределах 10 ... 25 л/(с·м²) полезной площади микросетки, погруженной в воду (см. табл. 7.1).

Исследования В. Ф. Соколова, Я. Я. Кару показали, что микрофильтры задерживают до 75% диатомовых и до 95% синезеленых водорослей и до 100% задерживается зоопланктон. Микрофильтры целесообразно использовать при содержании фитопланктона более 1000 клеток в 1 см³ исходной воды.

Потери напора на микросетке составляют до 0,2 м. вод. ст., а общие потери напора на установке достигают 0,5 м. вод. ст. Расход воды на промывку микрофильтров составляет до 1,5% количества профильтрованной воды. Вода для промывки сетки подается под напором 0,15 ... 0,2 МПа.

В последние годы в отечественной практике по предложению И. С. Бабаева для осветления мутных вод применяют акустические фильтры (рис. 7.2).

Акустический фильтр (АФ), рекомендуемый для водоочистных установок, производительностью до 5000 м³/сут состоит из металлического корпуса с коническим днищем, внутри которого по центру расположен фильтрующий элемент в виде металлического перфорированного стакана (h=0,3 ... 0,6 м, d=0,25 ... 0,5 м) скважностью 65% с круглыми отверстиями 4 ... 5 мм, обернутый микросеткой с размером ячеек 100 ... 125 мкм. Скорость движения воды через сетку, на которой задерживаются примеси размером более 20 ... 25 мкм, составляет 3 ... 10 см/с. Технические характеристики приведены ниже.

Общая высота фильтра, м	1,2 ... 1,4
Диаметр корпуса, м	0,4 ... 0,6
Площадь фильтрации, м²	до 1,0
Фильтрующие сетки по ГОСТ 6613—83, мкм	100, 125
Электромагнитный вибратор (С—918, 921)	
Напряжение, В	220
Сила тока, А	до 1,0
Частота колебаний, Гц	50
Амплитуда колебания, мм	до 2,0
Производительность фильтра, м³/ч	до 100
Напор перед фильтром, МПа	до 0,1
Допустимые потери напора, м. вод. ст.	0,5

Нижняя часть днища АФ снабжена съемной оттарированной насадкой, рассчитываемой на 5 ... 8% от производительности аппарата, предназначенной для удаления осадка.

При работе АФ вибратор создает возвратно-поступательное движение фильтрующего элемента, изменяя габариты приходных

отверстий и обеспечивая задержание более мелких примесей воды, чем размеры ячеек микросетки, которые не осаждаются на ней, не забивают ее, а оседают под действием силы тяжести. Из конусной части фильтра осадок под избыточным давлением отводится в сток. Исходная вода, пройдя через фильтрующий элемент, передается на последующие водоочистные сооружения.

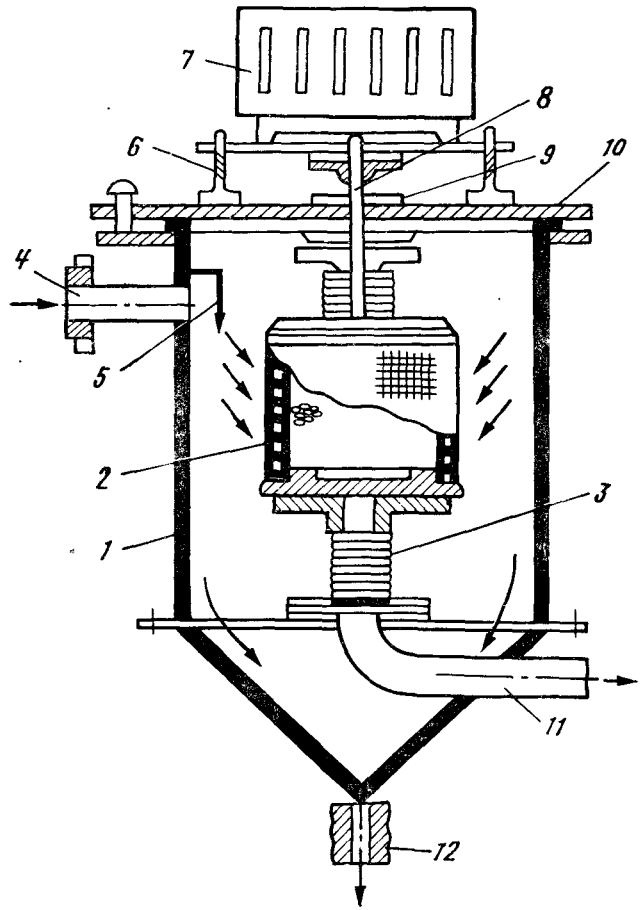


Рис. 7.2. Схема устройства акустического фильтра (АФ). *1* — корпус АФ; *2* — сечтатый фильтрующий элемент; *3* — сильфонные вставки; *4* и *11* — подача исходной и отвод обработанной воды; *5* — гаситель; *6* — амортизаторы; *7* — электромагнитный вибратор; *8* — шток; *9* — регулировочная шайба; *10* — плита; *12* — сброс осадка

Микрофильтрование под давлением обычно осуществляется на фильтрах трех видов: дисковых, каркасно-навитых и патронных.

Дисковые фильтры, в которых фильтрование происходит в пространстве между дисками, собранными в пакеты, особенно чувствительны к наличию в воде водорослей и волокнистых материалов, способных необратимо забивать зазоры между дисками. Для удаления из воды частиц размером менее 10 мкм применяют фильтры производительностью 10 ... 10 м³/ч. При удалении частиц крупностью 150 мкм производительность одного фильтра может достигать 250 м³/ч.

Каркасно-навитые фильтры с использованием лотковых, трубчатых, корзиночных или других типов несущих элементов покрывают:

металлической сеткой, плоской или профилированной, для увеличения площади поверхности фильтрования. Фильтры этого типа особенно подвержены забиванию волокнистыми материалами и расклиниванию твердыми частицами (например, мелкими частицами песка). При размерах ячеек 2 ... 40 мкм производительность фильтров составляет 0,1 ... 150 м³/ч;

металлической или полимерной проволокой, навитой на рамы. Они также подвержены расклиниванию песком и другими твердыми частицами. Крупность задерживаемых частиц достигает 3 мкм. При размере прозоров 5 ... 125 мкм производительность фильтров этого типа может быть 10 ... 1000 м³/ч;

проволочными профилями особого сечения, навитыми на специальные стояки. Эта конструкция позволяет устранить недостатки, присущие рассмотренным выше фильтрам. При размере прозоров 80 ... 125 мкм производительность такого фильтра может составлять от нескольких м³/ч до 5000 м³/ч и более.

Фильтры с патронными элементами или тонкими фильтрующими пластинами, изготовленные из гофрированного или плоского картона, целлюлозы или синтетических волокон (они могут выбрасываться после использования), часто используют как фильтры тонкой очистки, когда воду необходимо тщательно очистить от взвешенных частиц, которые проскочили на предыдущих стадиях обработки (например, при приготовлении пива, газированной воды и т. д.). На фильтрах этого типа могут быть удалены очень мелкие частицы порядка нескольких микрон и даже некоторые бактерии. Однако, на такие фильтры нельзя подавать воду с относительно высоким содержанием взвешенных веществ, поскольку фильтрующие элементы немедленно забьются.

8. ОСВЕТЛЕНИЕ ВОДЫ ОСАЖДЕНИЕМ

8.1. Теоретические основы осаждения взвеси

Осаждение взвешенных частиц происходит под действием силы тяжести. Современные конструкции отстойников, применяемые для осветления воды, являются проточными, так как осаждение взвеси в них происходит при непрерывном движении воды от входа к выходу. Поэтому скорости движения воды в отстойниках должны быть малы; они измеряются десятыми долями мм/с в вертикальных отстойниках и несколькими мм/с — в горизонтальных, тонкослойных и радиальных. При таких малых скоростях поток почти полностью теряет свою так называемую транспортирующую способность, обусловленную интенсивным турбулентным перемешиванием. Осаждение взвеси в потоке, движущемся с весьма малой скоростью, почти полностью лишенном транспортирующей способности, подчиняется, по В. Т. Турчиновичу, с известным приближением законам осаждения в неподвижном объеме жидкости. Эти законы хорошо изучены применительно к явлению осаждения зернистой агрегативно устойчивой взвеси, частицы которой в процессе осаждения не слипаются друг с другом, не изменяют своих форм и размеров. Осаждение неустойчивой взвеси, способной агломерироваться, слипаться в процессе осаждения, изучено в меньшей степени.

Оба явления имеют практическое значение для отстойников, применяемых в технологии очистки воды. Первое — для отстойников, используемых при осветлении мутных вод в качестве первой ступени процесса очистки воды, или для грубого осветления воды при водоснабжении промышленных предприятий. Второе — для отстойников, в которых происходит осаждение коагулированной взвеси.

Седиментация зернистой взвеси подчиняется более простым закономерностям, чем неустойчивой взвеси, но эти же закономерности с определенными допущениями применяют для расчета осаждения и неустойчивой взвеси. Поэтому прежде рассмотрим осаждение зернистой взвеси, которое описывается линейным законом Стокса:

$$F_c = 3\pi\eta u d, \qquad (8.1)$$

где F_c — сила сопротивления; η — вязкость жидкости; u — скорость осаждения частицы; d — диаметр частицы. Этот закон определяет величину силы сопротивления, которую испытывает частица при своем падении в жидкости; сила сопротивления изменяется пропорционально скорости, т. е. по линейному закону. Закон Стокса, как показывает опыт, справедлив для частиц очень малого размера, осаждающихся с малой скоростью (ламинарный режим), когда на сопротивление движению оказывают влияние только силы вязкости. С увеличением размера и скорости осаждения частиц линейный закон нарушается. Это вызывается возникновением турбулентности при обтекании движущейся частицы жидкостью, когда помимо вязкости на движение частицы начинают оказывать влияние инерационные силы.

В более общем виде закон сопротивления при падении частицы в жидкости может быть представлен в форме, предложенной Ньютоном-Рэллем:

$$F_c = \psi \rho_1 u^2 d^2, \tag{8.2}$$

где Ψ — коэффициент сопротивления; ρ_1 — плотность жидкости; d — диаметр частицы, определенный как диаметр равновеликого по объему шара.

Коэффициент сопротивления Ψ зависит от числа Рейнольдса

$$Re_c = \rho_1 u d / \eta. \tag{8.3}$$

При рассмотрении осаждения частиц в жидкости исходим из допущения, что их движение равномерное, что подтверждается экспериментально. Следовательно, силы, действующие на частицу, уравновешены. Этими силами являются сила тяжести, равная массе частицы в жидкости, и сила сопротивления. В самом начале — движение ускоренное, а с увеличением скорости падения растет сила сопротивления и очень скоро наступает момент, когда силы, действующие на частицу, уравновешиваются. Сила тяжести G или масса частицы в жидкости m равна

$$G = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_2 - \rho_1) g, \tag{8.4}$$

где ρ_2 — плотность частицы; g — ускорение свободного падения.

Приравнивая силу сопротивления по формуле (8.2) к силе тяжести по формуле (8.4), получим

$$\frac{\pi d^3}{6} (\rho_2 - \rho_1) g = \psi \rho_1 u^2 d^2, \tag{8.5}$$

откуда

$$\psi = \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho_1} g \frac{\pi d}{6u^2}.$$

По формуле (8.5) вычисляют значения коэффициента сопротивления при осаждении частиц.

Зависимость $\Psi = f(Re_c)$ устанавливается опытным путем. Обширные экспериментальные данные по седиментации зерен песка и гравия в воде были собраны и обобщены А. П. Зегжда. Обобщение экспериментального материала о сопротивлении шаров сделано Л. И. Седовым, Д. М. Минцем. На рис. 8.1 приведены кривые зависимости коэффициента сопротивления от числа Рейнольдса, построенные по экспериментальным данным. Кривые даны в логарифмической анаморфозе. Как видно, из приведенных графиков, экспериментальные кривые охватывают широкую область изменения чисел Рейнольдса, а, следовательно, размеров частиц и скоростей их осаждения.

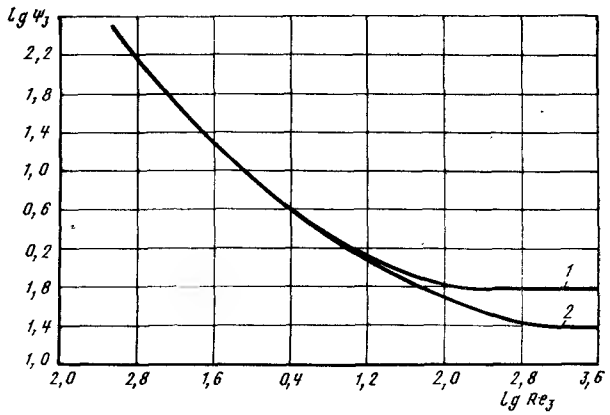


Рис. 8.1. График $\lg \Psi_3 = f(\lg Re_3)$ для свободно падающих в воде частиц.

1 — для песка и гравия (по А. П. Зегжда); *2* — для шаров (по Л. И. Седову)

При малых значениях Re_c (область малых частиц и малых скоростей) зависимость коэффициента сопротивления от числа Рейнольдса выражается прямой, направленной под углом 45° к осям ординат и описываемой уравнением

$$\lg \psi = -\lg Re_c + \lg A, \tag{8.6}$$

где $\lg A$ — ордината прямой при $\lg Re_c = 0$.

Тогда

$$\psi = A/Re_c.$$

Подставляя сюда значение Re_c и Ψ (по 8.2) и (8.3), получим для силы сопротивления падению зерна

$$F_c = A\eta u d, \tag{8.7}$$

т. е. закон Стокса, где $A = 3\pi$.

Подставляя значение A в (8.6), получим

$$\psi = \frac{3\pi}{Re_c}. \tag{8.8}$$

С увеличением размера и скорости осаждения частиц, т. е. с увеличением числа Re_c, как видно из графика (рис. 8.1), линейный закон нарушается. Граница применимости линейного закона определяется критическим значением числа Рейнольдса, равным 1. При больших значениях Re_c кривая коэффициента сопротивления плавно переходит в прямую линию, параллельную оси абсцисс. Это зона турбулентной автомодельности, в которой коэффициент сопротивления не зависит от числа Рейнольдса и сохраняет постоянное значение, однако, неодинаковое для частиц различной формы и шероховатости их поверхности. Коэффициент сопротивления возрастает для шероховатых частиц неправильной формы. По найденной зависимости коэффициента сопротивления от числа Рейнольдса для частиц определенного вида можно найти скорость их осаждения из выражения (8.5)

$$u = \left(\frac{\pi d}{6\psi} g \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho_1}\right)^{0,5}. \tag{8.9}$$

Коэффициент сопротивления (см. рис. 8.1) определяют по экспериментальным графикам $\Psi_c = f(Re_c)$.

В области действия линейного закона сопротивления после подстановки значения $\Psi_c = 3\pi/Re_c$ в формулу (8.9) и преобразований получим

$$u = \frac{d^2(\rho_2 - \rho_1)}{18\eta} g. \tag{8.10}$$

Формулу (8.10) обычно называют формулой Стокса. Она применима для вычислений скорости осаждения частиц малого размера при значении числа $Re_c < 1$.

Для частиц песка ($\rho_2 = 2,6$) при температуре воды $t = 10°$ С ($\eta = 0,0131$) критическое значение числа Рейнольдса соответствует размеру частиц $d \simeq 0,12$ мм и скорости осаждения $u = 1,1$ см/с. Для рыхлых хлопьев, имеющих весьма малую плотность ($\rho_2 = 1,002$) при той же температуре воды, критическое значение числа Рейнольдса соответствует размеру частиц $d \simeq 1,2$ мм и скорости осаждения $u = 0,11$ см/с. Скорость осаждения более крупных и плотных частиц ($Re_c > 1$) следует вычислять по общей формуле (8.9), справедливой при любых значениях Re_c. Вычисления по этой формуле затруднены тем, что для определения коэффициента сопротивления Ψ_c с помощью экспериментальных графиков необходимо знать число Re_c, которое само зависит от скорости осаждения. Это затруднение можно избежать, введя в рассмотрение безразмерное число

$$K = Re_c \psi_c^{0,5}. \tag{8.11}$$

Подставляя в (8.11) значения Ψ и Re_c по (8.2) и (8.3), получаем

$$K = (\rho_1 F_c/\eta^2)^{0,5}. \tag{8.12}$$

Из (8.12) видно, что К не зависит от скорости движения частицы, а только от силы сопротивления F_c и свойств жидкости — плотности ρ_1 и вязкости η.

При осаждении $F_c = G$. Учитывая значение G по (8.4), получаем

$$K = \left[\frac{\pi d^3 g \rho_1 (\rho_2 - \rho_1)}{6\eta^2}\right]^{0,5}. \tag{8.13}$$

Определив по формуле (8.13) значение K для частиц любого размера, можно найти гидродинамические характеристики падающей частицы: Ψ_c и Re_c и, используя их, вычислить скорость осаждения. Для этого по экспериментальным графикам зависимости коэффициента сопротивления от числа Рейнольдса построен график зависимости Re_c и Ψ_c от числа K (рис. 8.2). С помощью этого графика по найденному значению K определяют Ψ_c и скорость осаждения вычисляют по формуле (8.9). *Скорость осаждения при температуре воды 10°С называют гидравлической крупностью частицы.* Этот параметр используют для расчета отстойников, так как в этом случае важно знать скорость осаждения частиц, а не их размеры. Гидравлическую крупность частиц взвеси находят экспериментально (например, по методу Н. А. Фигуровского или Робинзона), определяя относительное количество взвеси, выпавшей за определенный промежуток времени на дно цилиндра, заполненного испытуемой водой на высоту h.

Когда взвесь монодисперсна, т. е. состоит из частиц примерно одинаковой гидравлической крупности u, количество осадка, выпавшего за время T, составит

$$m = CuAT, \tag{8.14}$$

где C — концентрация взвеси в исследуемой воде; A — площадь цилиндра.

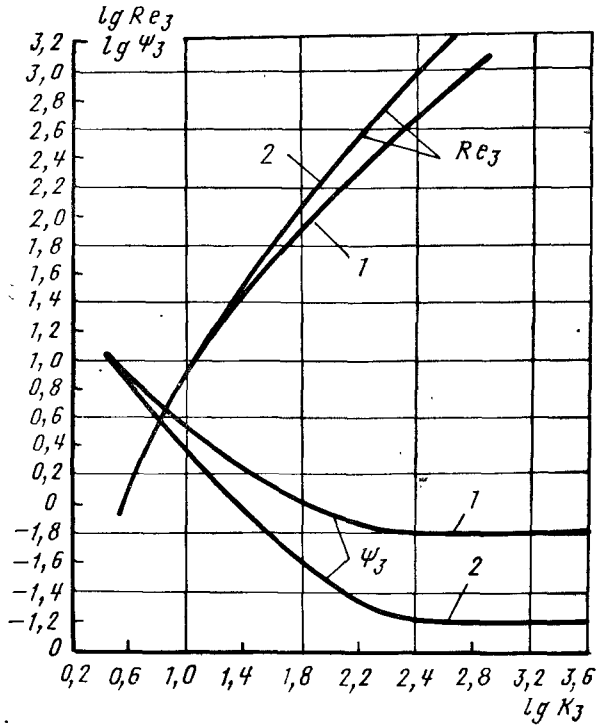


Рис. 8.2. Графики $Re = f(K_з)$ и $\Psi_з = \varphi(K_з)$ для песка, гравия (*1*) и шаров (*2*)

Массовое содержание взвеси в исследуемой воде до начала осаждения

$$m_0 = CAh. \tag{8.15}$$

Относительное количество выпавшей взвеси или эффект осаждения найдем из выражения

$$p = \frac{m}{m_0} = \frac{uT}{h}, \tag{8.16}$$

откуда гидравлическая крупность будет

$$u = \frac{ph}{T}. \tag{8.17}$$

Из формулы (8.17) видно, что относительное количество выпавшей взвеси p возрастает прямо пропорционально продолжительности осаждения (рис. 8.3). Тангенс угла наклона прямой

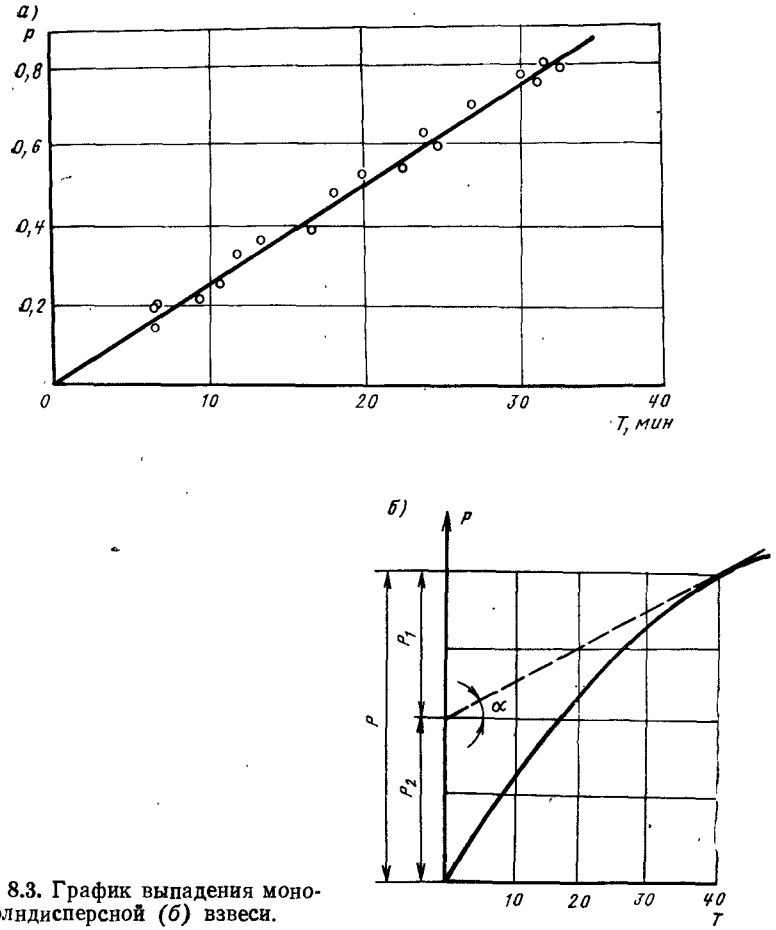


Рис. 8.3. График выпадения моно- (*а*) и полидисперсной (*б*) взвеси.

характеризует скорость осаждения; чем круче идет прямая, тем больше гидравлическая крупность частиц взвеси и скорость осаждения. График зависимости $p = f(T)$ называется кривой вы-

падения взвеси. В частном случае осаждения монодисперсной взвеси, который рассмотрен на рис. 8.3, а, эта кривая обращается в прямую линию. Природная взвесь водоемов, так же как и коагулированная взвесь, состоит из частиц различного размера. Их гидравлическая крупность изменяется в широких пределах. Такая взвесь называется полидисперсной. Представление об осаждении полидисперсной взвеси дают кривые выпадения взвеси приведенные на рис. 8.3, б и 8.4, полученные опытным путем. Экспериментальная кривая выпадения взвеси позволяет найти процентное содержание различных ее фракций, т. е. фракций с различной гидравлической крупностью.

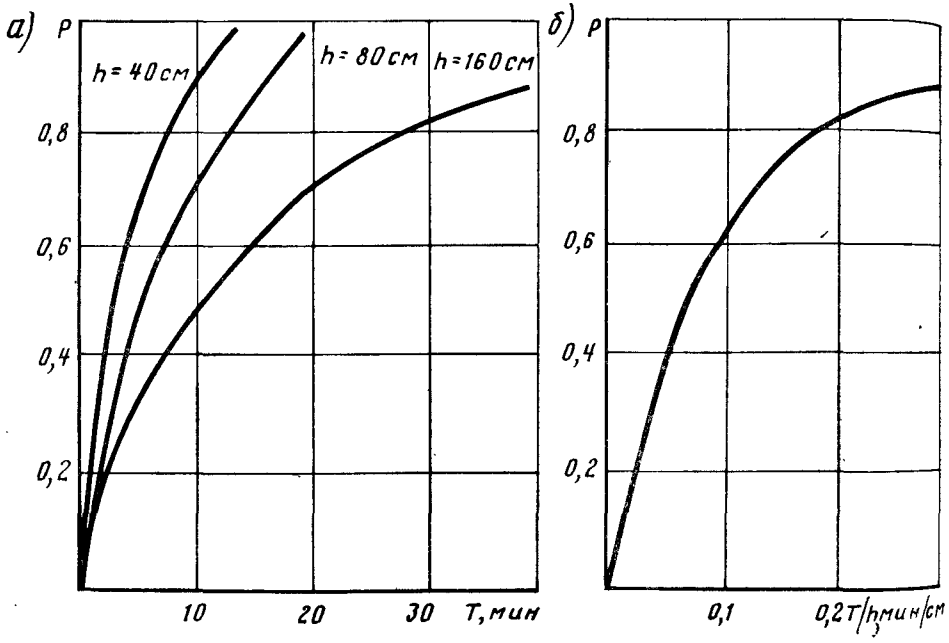


Рис. 8.4. Графики седиментации зернистой полидисперсной взвеси при различной высоте осаждения (*а*) и совмещенная кривая осаждения (*б*)

Относительное содержание взвеси с частицами крупностью $u>h/T$ равно отрезку, отсекаемому на оси ординат касательной, проведенной в точке А с абсциссой T. Проводя касательные в различных точках кривой выпадения взвеси, можно определить фракционный состав взвеси по интервалам гидравлической крупности частиц. Пользуясь кривой выпадения, можно определить также среднюю гидравлическую крупность полидисперсной взвеси или среднюю скорость ее осаждения $u_{ср.}$ по формуле (8.17), т. е. $u_{ср.}=ph/T$. Величина $u_{ср.}$ может рассматриваться как гидравлическая крупность такой монодисперсной взвеси, для которой при той же высоте столба воды и равной продолжительности отстаивания получены одинаковые значения величины p. Величина $u_{ср.}$ связана с величиной p и поэтому о ней можно говорить как о скорости осаждения соответствующей определенному относительному количеству выпавшего осадка. Поэтому на практике определяют не среднюю скорость осаждения полидисперсной взвеси, а некоторую фиктивную скорость

$$u_ф=u_{ср}/p=h/T, \qquad (8.18)$$

обычно называемую процентной скоростью осаждения. Величина и хотя и имеет размерность скорости, но не является физической скоростью осаждения частиц взвеси. Из изложенного видно, что указанный метод определения гидравлической крупности фракций взвеси и ее средней скорости осаждения можно использовать только для устойчивой зернистой взвеси и нельзя для коагулированной, неустойчивой взвеси, поскольку вследствие коагуляции частиц фракционный состав последней изменяется в процессе седиментации. Тем не менее кривые выпадения взвеси используют для расчета отстойников, так как они позволяют определить необходимую продолжительность пребывания воды в них по заданному эффекту осаждения или эффекту осветления воды. Это применимо как к осаждению устойчивой взвеси, так и не устойчивой, коагулированной взвеси.

8.2. Технологическое моделирование процесса осаждения

Технологическое моделирование процесса осаждения заключается в определении в лабораторных условиях расчетных параметров отстойников: скорости осаждения взвеси и продолжительности пребывания воды в отстойнике, обеспечивающей заданный эффект ее осветления. Методика моделирования основана на подобии кривых выпадения взвеси, получаемых при различных высотах столба исследуемой воды. Это подобие является точным при осаждении неустойчивой, коагулированной взвеси. Благодаря подобию кривых выпадения взвеси оказывается возможным моделировать этот процесс в цилиндрах с небольшой высотой столба воды. При этом время, в течение которого достигается определенный эффект осажде-

ния, значительно уменьшается по сравнению с временем осаждения в отстойниках. Это позволяет сократить время экспериментальных исследований и сравнительно быстро определить необходимые параметры для расчета отстойников.

О подобии кривых выпадения устойчивой зернистой взвеси свидетельствует формула (8.16), из которой следует, что одинаковый эффект осаждения монодисперсной взвеси с определенной гидравлической крупностью частиц достигается при равных отношениях T/h. Это справедливо и для полидисперсной зернистой взвеси, что следует из формулы (8.17).

На рис. 8.4, а представлено семейство кривых выпадения полидисперсной зернистой взвеси. Каждая кривая получена при различных значениях высоты столба воды: кривые отличаются друг от друга только формой. Одинаковый эффект осаждения достигается при различной продолжительности отстаивания, но все кривые подобны между собой. Если изменить масштаб оси абсцисс (масштаб времени) и отложить по этой оси вместо значений времени значения T/h, то все кривые совместятся в одну (рис. 8.4,б). Это обстоятельство дает весьма простое правило пересчета времени, необходимого для получения заданного эффекта осаждения по результатам технологического моделирования.

Получив в лаборатории кривую выпадения взвеси в процессе исследования исходной воды при высоте столба воды h, определяем требуемый эффект осаждения p. Он может быть рассчитан по концентрации взвеси в исходной воде C_0 и концентрации взвеси в осветленной воде C, регламентируемой СНиПом и принимаемой равной 8 ... 15 мг/л:

$$p=(C_0-C)/C_0. \qquad (8.19)$$

По величине p с помощью кривой выпадения взвеси определяем продолжительность осаждения T_1, а затем расчетную продолжительность пребывания воды в отстойнике T_p из соотношения

$$\frac{T_p}{T_1}=\frac{h_p}{h_1}. \qquad (8.20)$$

Так как из условия подобия $T_p/h_p=T_1/h_1=\text{const}$ при $p=\text{const}$ здесь h_p и T_p — соответственно расчетная высота зоны осаждения и продолжительность пребывания воды в проектируемом отстойнике. Формула (8.20) показывает, что при осаждении устойчивой взвеси продолжительность пребывания воды в отстойнике во столько раз больше продолжительности осаждения в цилиндре, во сколько высота зоны осаждения больше высоты слоя воды в цилиндре.

А. А. Кастальский, анализируя кривые выпадения взвеси, полученные для разных вод при коагулировании и без него, нашел, что, если по оси абсцисс вместо времени T откладывать значения фиктивной «процентной» скорости $u_ф=h/T$, то кривые в диапазоне значений h/T от 0,2 до 1,2 мм/с могут быть без существенной погрешности спрямлены. Такое спрямление упрощает методику технологического моделирования. Вместо построения полной кривой выпадения взвеси по 6 ... 8 опытным точкам для построения прямой достаточно только двух точек, а, именно: точки $A=p_A$ при значении $u_A=1{,}2$мм/с и точки $B=p_B$ при значении $u_B=0{,}2$ мм/с. Составив уравнение прямой по двум точкам А и В, легко найти расчетное значение u_p, отвечающее заданному эффекту осаждения:

$$u_p=\frac{1{,}2B-0{,}2A-p}{B-A}. \qquad (8.21)$$

Найденное значение u_p может быть использовано для расчета отстойников с горизонтальным движением воды, если соблюдается основное условие подобия (8.20): $u_p=h_1/T_1=h_p/T_p$, где как и прежде индекс p относится к рассчитываемому отстойнику, а индекс «I» — к лабораторному опыту.

При осаждении неустойчивой коагулирующей взвеси для расчета отстойников следует пользоваться выражением

$$\frac{T_p}{T_1}=\left(\frac{h_p}{h_1}\right)^n, \qquad (8.22)$$

где $n=0{,}2$ ... $0{,}5$ — эмпирическая величина.

8.3. Типы отстойников и область их применения

В практике водоподготовки для предварительного осветления воды перед поступлением ее на скорые фильтры применяют горизонтальные (рис. 6.1), вертикальные (рис. 6.2), радиальные (рис. 8.5) и тонкослойные (рис. 8.6) отстойники. Название отстойников дано в соответствии с направлением и характером движения воды в них. По высоте в отстойниках различают зоны: осаждения, накопления и уплотнения осадка. Содержание взвешенных веществ в осветленной воде после отстойников не должно превышать 8—15 мг/л.

Горизонтальный отстойник — прямоугольный, вытянутый в направлении движения воды железобетонный резервуар, в котором осветляемая вода движется в направлении, близком к горизонтальному, вдоль отстойника. Различают одно-, двух-

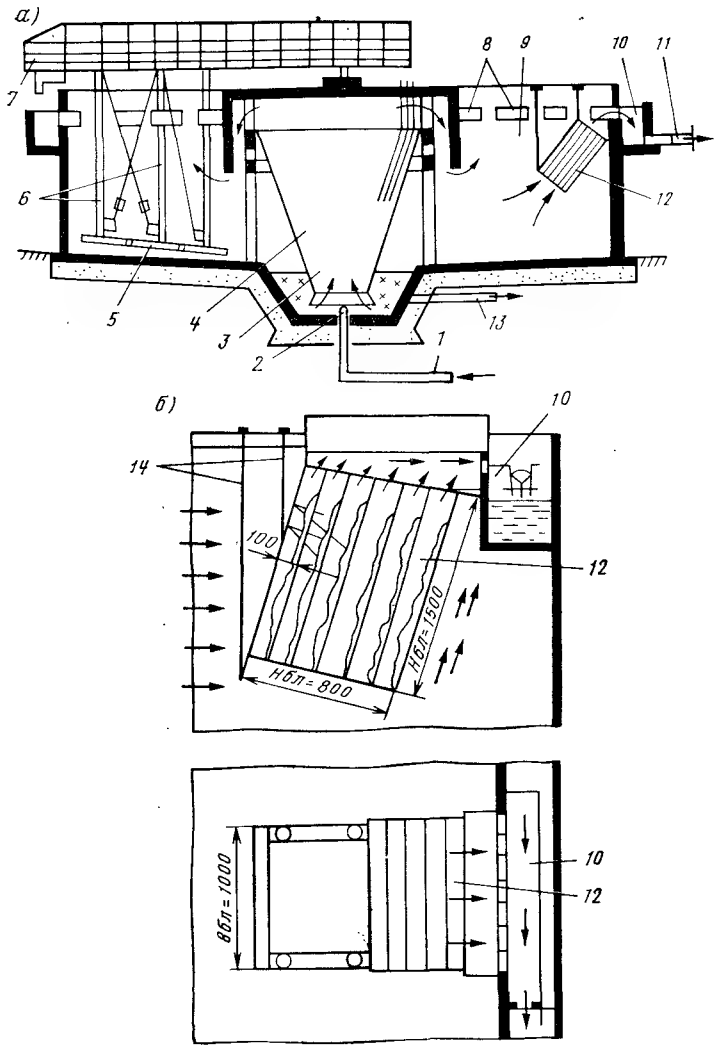


Рис. 8.5. Схема радиального отстойника с рециркуляцией осадка (*а*) тонкослойными модулями (*б*).

1, 11 — подача и отвод воды; *2* — сопло; *3* — грязевой приямок; *4* — рециркулятор; *5* — скребки; *6* — вращающаяся ферма; *7* — служебный мостик; *8* — водосливные окна; *9* — зона осветления воды; *10* — кольцевой водосборный лоток; *12* — тонкослойные блоки; *13* — отвод осадка; *14* — крепления блоков

этажные и трехэтажные горизонтальные отстойники. Отстойники, используемые для предварительного осветления воды,

могут быть устроены в земле креплением или без крепления откосов. Горизонтальные отстойники в отечественной практике рекомендуется применять при мутности до 1500 мг и цветности 120 град обрабатываемой воды и при производительности водоочистного комплекса не менее 30 тыс. м³/сут.

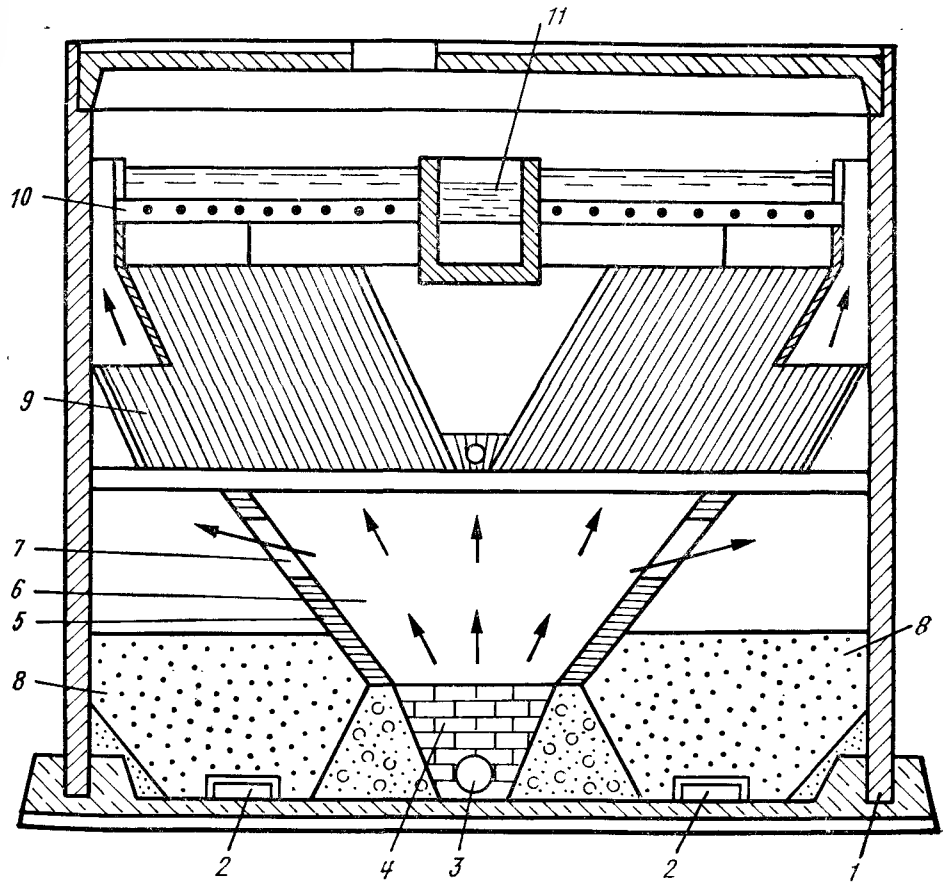


Рис. 8.6. Схема тонкослойного отстойника.

3 и *11* — подача исходной и отвод осветленной воды; *4* — гравийная камера хлопьеобразования; *6* — слой взвешенного осадка; *2* — отвод осадка; *5* — перегородки; *1* — корпус отстойника; *10* — поперечные перфорированные водосборные трубы; *11* — центральный водосборный канал; *9* — тонкослойные модули; *7* — окна для отвода избытка осадка в осадкоуплотнитель *8*

Вертикальный отстойник — круглый в плане и в очень редких случаях квадратный железобетонный (реже стальной) резервуар значительной глубины, в котором обрабатываемая вода движется вертикально — снизу вверх. В отечественной практике вертикальные отстойники рекомендуется использовать при мутности и цветности обрабатываемой воды до 1500 мг/л и до 120 град и при производительности водоочистного комплекса до 5000 м³/сут.

Радиальный отстойник (рис. 8.5) — круглый в плане железобетонный резервуар, высота которого невелика по сравнению с его диаметром. Вода в отстойнике движется от центра к периферии в радиальном направлении, близком к горизонтальному. СНиП рекомендует использовать радиальные отстойники при обработке высокомутных вод и в системах оборотного водоснабжения.

Отстойники с малой глубиной осаждения (рис. 8.6). Среди методов интенсификации процесса осаждения примесей воды одним из наиболее перспективных является отстаивание в тонком слое. Сущность его заключается в ламинаризации потока воды (Re=60 ... 80), при которой исключается влияние взвешивающей составляющей. В России и за рубежом разработаны различные конструкции тонкослойных отстойников с использованием пластмасс, стеклопластиков и других материалов, обеспечивающих легкое сползание и удаление осадка с поверхности.

8.4. Горизонтальные отстойники

Горизонтальные отстойники с рассредоточенным по площади сбором осветленной воды (см. рис. 6.1, 6.4, 6.5) в условиях нашей страны с продолжительными периодами устойчивых минусовых температур устраивают в здании или с покрытиями и обсыпают землей с боков и сверху. В перекрытии отстойников предусматривают люки для спуска в сооружение, отверстия для отбора проб, располагаемые на расстоянии до 10 м друг от друга и вентиляционные трубы. Обычно со стороны входа воды отстойники совмещают с камерами хлопьеобразования зашламленного или вихревого типа (см. рис. 6.1). В южных районах с теплым климатом отстойники устраивают открытыми.

Для равномерности распределения воды в поперечном сечении отстойника его объем делят в продольном направлении перегородками на самостоятельно действующие секции шириной 3 ... 6 м (в зависимости от шага колонн, поддерживающих перекрытие). При количестве секций менее шести необходимо предусматривать одну резервную. Дно отстойника должно иметь продольный уклон не менее 0,005 в направлении, обратном движению воды, а в поперечном направлении оно может быть плоским или призматическим с углом наклона граней 45°. Для удаления осадка без отключения отстойника из работы по предложению И. М. Миркиса предусматривают гидравлические системы в виде перфорированных труб, которые обеспечивают его удаление в течение 20 ... 30 мин. При открытой задвижке на сбросе осадок под действием гидростатического давления поступает в систему и в виде пульпы удаляется из отстойника.

Другим способом удаления осадка является выпуск его через специальную дренажную систему, укладываемую по дну отстойника (см. рис. 6.1). Опыт эксплуатации показал, что при ширине секции отстойника не более 3 м осадок из нее может удаляться одной дырчатой трубой, прокладываемой по ее продольной оси (при большей ширине секции нужны две параллельные дырчатые трубы). Поэтому расстояние между осями труб назначают не более 3 м — при призматическом днище — и 2 м — при плоском. В трубах для удаления осадка принимают отверстия диаметром не менее 25 мм, располагаемые с шагом 0,3 ... 0,5 м в шахматном порядке вниз под углом 45° к оси трубы. Отношение суммарной площади отверстий к площади сечения трубы должно быть равным 0,5 ... 0,7. В верхней части начала сбросной трубы предусматривают отверстие диаметром не менее 15 мм для удаления воздуха. Скорость движения пульпы в конце трубы принимают не менее 1 м/с, а в ее отверстиях — 1,5 ... 2 м/с. Потеря воды с осадком в среднем не превышает 0,8% от производительности отстойника, в то время как при выключениях отстойника из работы на очистку от осадка средняя потеря воды превышает 4%.

Из открытых горизонтальных отстойников осадок можно удалять специальными плавучими землесосными снарядами, серийно выпускаемыми нашей промышленностью. При движении такого снаряда по коридору отстойника напорный шланг снаряда попеременно присоединяется к патрубкам трубчатой системы, по которой осадок под напором, развиваемым насосом землесосного снаряда, перекачивается за пределы очистной станции.

В. А. Михайловым и В. А. Лысовым при осветлении мутных и высокомутных вод была предложена и внедрена напорная гидравлическая система смыва осадка с периодическим отключением подачи воды в отстойник (рис. 8.7). Она состоит из телескопических дырчатых труб с насадками, насосной установки, резервуара промывной воды и емкости для сбора и

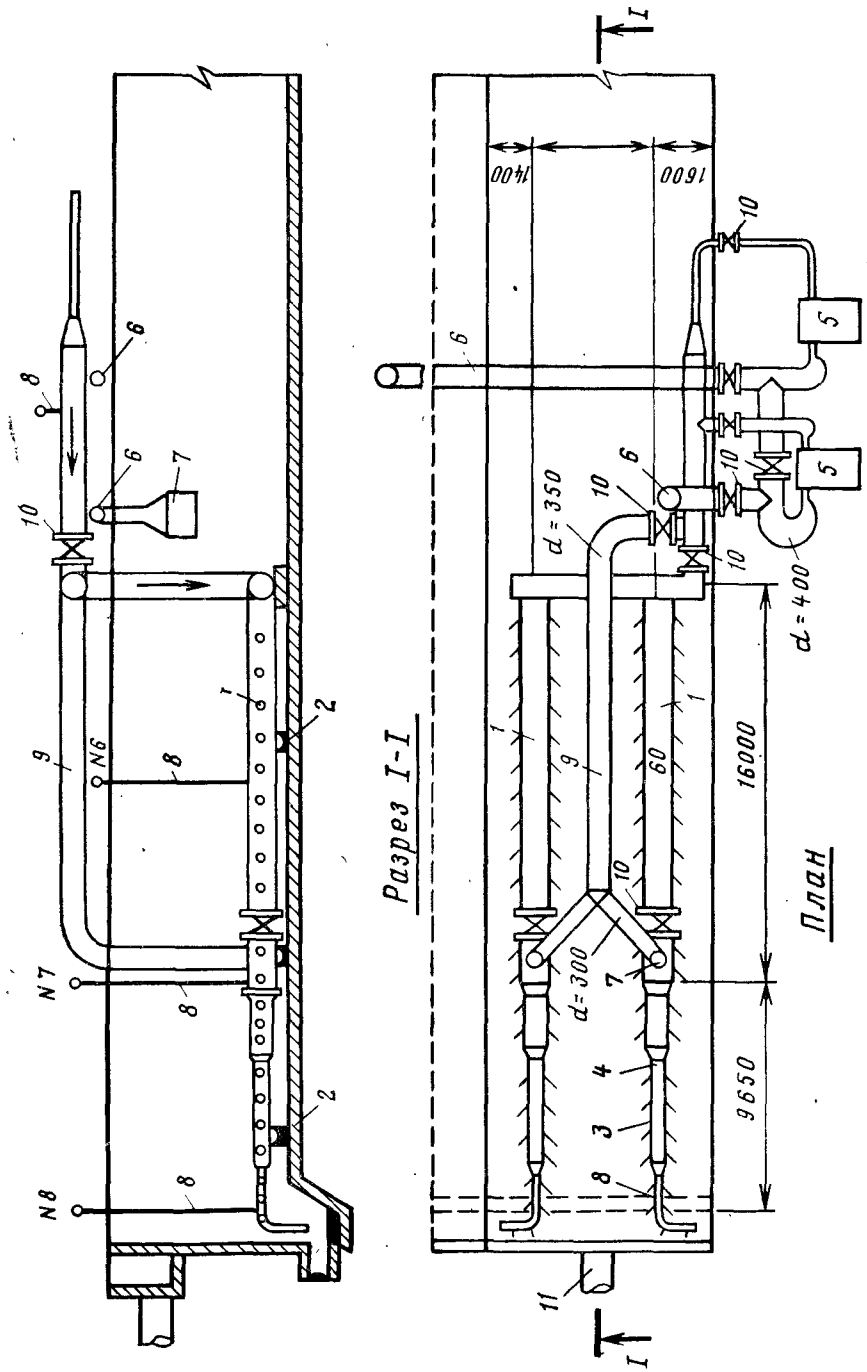


Рис. 8.7. Система удаления осадка конструкции РИСА

предварительного уплотнения осадка перед передачей его на сооружения обезвоживания.

В качестве механизированных средств удаления осадка без отключения отстойника можно применять скребковые транспортеры, которые сгребают осадок в приямок, откуда этот осадок откачивается эжектором или насосом.

Децентрализованный сбор осветленной воды, способствующий увеличению коэффициента объемного использования сооружения, осуществляют системой горизонтально расположенных желобов с затопленными отверстиями или треугольными водосливами, либо перфорированных труб, расположенными на участке 2/3 длины отстойника, считая от задней торцовой стенки. Расстояние в осях между водосборными трубами или желобами назначают до 3 м. При оборудовании отстойника тонкослойными модулями подобную систему сбора воды устраивают на всю его длину. Кромку водосборного желоба с затопленными отверстиями располагают на 0,1 м выше максимального уровня воды в отстойнике, а заглубление водосборных труб определяют расчетом по методике А. И. Егорова. Отверстия водосборных устройств диаметром не менее 25 мм размещают на 5 ... 8 см выше дна желоба, а в трубах — горизонтально по оси с двух сторон. Скорость входа воды в отверстия принимают 1 м/с, а скорость движения воды в конце водосборных труб и желобов 0,6 ... 0,8 м/с. Излив воды из водосборных устройств отстойника в торцовый карман (канал) должен происходить без его подтопления.

Высоту отстойников следует определять как сумму высот зоны осаждения и зоны накопления осадка с учетом превышения строительной высоты над расчетным уровнем воды не менее 0,3 м.

Основой расчета горизонтальных отстойников является определение такой длины зоны осаждения отстойника, которая при принятой средней скорости движения воды в отстойнике обеспечит требуемый эффект ее осветления, т. е. задержание заданного процента взвеси. При этом, по В. Т. Турчиновичу, исходят из упрощенного представления, согласно которому частицы взвеси в отстойнике осаждаются также, как в неподвижном объеме воды, с той лишь разницей, что этот объем перемещается в горизонтальном направлении со скоростью движения воды в отстойнике.

Расчет отстойников следует производить на два случая: при минимальной мутности и при минимальном зимнем расходе обрабатываемой воды, а также при наибольшей мутности при наибольшем расходе воды, соответствующем этому периоду.

При длине отстойника L и скорости горизонтального движения потока в нем v теоретическая продолжительность пребывания воды в отстойнике будет

$$T_т = L/v. \qquad (8.23)$$

Это время, определяемое из соотношения (8.20), должно быть равно продолжительности осаждения, необходимой для получения заданного эффекта осветления воды. Как уже отмечалось выше, при расчете отстойников пользуются обычно фиктивной скоростью осаждения (или так называемой «процентной скоростью осаждения»), которая определяется по формуле $u_ф = u/p = h_p/T_p$. Подставляя в эту формулу значения T_p из (8.23), получим

$$L = h_p v/u, \qquad (8.24)$$

где $h_p = 3$ ... 3,5 — глубина зоны осаждения отстойника; v — скорость горизонтального движения воды в начале отстойника, принимаемая равной 6 ... 8; 7 ... 10 и 9 ... 12 мм/с соответственно для вод маломутных, средней мутности и мутных; u — скорость осаждения взвеси, мм/с, принимаемая равной:

Мутные воды, не обрабатываемые коагулянтом	0,8 ... 0,15
Мутные воды, обрабатываемые:	
коагулянтом	0,15 ... 0,6
флокулянтом	0,2 ... 0,3
Воды средней мутности, обрабатываемые коагулянтом	0,45 ... 0,5
Маломутные цветные воды, обрабатываемые коагулянтом	0,35 ... 0,45

При коагулировании и применении флокулянтов скорость осаждения взвеси следует увеличить на 15 ... 20%.

После нахождения длины отстойника следует проверить отношение L/h_p, которое должно быть не менее 10.

П. И. Пискуновым, К. В. Гнединым и другими показано, что режим движения воды в горизонтальных отстойниках турбулентный, вследствие чего выпадение частиц взвеси в воде тормозится наличием вертикальных составляющих скоростей турбулентного потока. Вместе с тем действительная продолжительность пребывания воды в отстойнике всегда меньше теоретической из-за неизбежного неравномерного распределения скоростей потока по сечению отстойника, поэтому действительная скорость движения воды в отстойнике больше скороости v в формуле (8.24), вследствие чего эффект осветления воды ухудшается. Поэтому для обеспечения заданного эффекта осветления воды площадь отстойника, вычисляемая по формуле (8.25), должна быть несколько увеличена. Это достигается введением в указанную формулу коэффициента α, всегда большего единицы.

Площадь горизонтальных отстойников в плане, м², находят из выражения

$$A_{г.о.} = \frac{\alpha q}{3{,}6u}, \qquad (8.25)$$

где $\alpha = 1{,}3$ — коэффициент объемного использования отстойников; q — расчетный расход воды для периодов максимального и минимального суточного водопотребления, м³/ч.

Применение горизонтальных отстойников со встроенной камерой хлопьеобразования и отбором осветленной воды через тонкослойные блоки, размещаемые в зоне осаждения, сулит значительные технологические преимущества. Принципиальное отличие отстойников данной конструкции состоит в том, что осветление воды происходит не в свободном объеме отстойника, а в тонкослойных элементах (блоках) с ламинарным движением в них воды. Блоки устанавливают наклонно, что способствует постоянному сползанию осадка и удалению его из осветленной воды. Применение отстойников с тонкослойными блоками вместо обычных отстойников в результате сокращения времени отстаивания воды позволяет значительно увеличить нагрузку (в 2 ... 3 раза) или соответственно снизить объем сооружений. При установке в зоне осаждения тонкослойных блоков по всей длине отстойника его площадь при коагулировании примесей следует определять, исходя из удельных нагрузок, отнесенных к площади зеркала воды, занятой тонкослойными модулями: для мутных вод — 4,6 ... 5,5; для вод средней мутности — 3,6 ... 4,5, для маломутных и цветных вод — 3 ... 3,5 м³/(Ч·м²).

Объем зоны накопления и уплотнения осадка $V_{з.н.}$ следует определять для отстойников с механизированным удалением осадка скребковыми механизмами в зависимости от размеров скребков, а при гидравлическом удалении или напорном смыве осадка при продолжительности работы отстойника между чистками не менее 12 ч из выражения

$$V_{з.н.} = \frac{qT(C_и - M_0)}{\delta N}, \qquad (8.26)$$

где T — период работы отстойника между сбросами осадка, ч; $M_0 = 8$ ... 15 — мутность воды, выходящей из отстойника; г/м³; δ — средняя по высоте осадочной части концентрация твердой фазы осадка, г/м³, зависящая от мутности исходной воды и продолжительности периода между сбросами, принимается по

СНиПу; N — количество рабочих отстойников; $C_н$ — концентрация взвешенных веществ в воде, поступающей в отстойник

$$C_н = M + K_к Д_к + 0{,}25\,Ц + B_н, \qquad (8.27)$$

где M — мутность исходной воды, г/м³; $K_к$ — коэффициент, принимаемый для очищенного сульфата алюминия — 0,5, для нефелинового коагулянта — 1,2, для хлорного железа — 0,7; $Д_к$ — доза коагулянта по безводному продукту, г/м³; $Ц$ — цветность исходной воды, град; $B_и$ — количество нерастворимых примесей, вводимых с известью, г/м³, определяемое по формуле $B_и = Д_и/К_и - Д_и$, где $K_и$ — долевое содержание CaO в извести; $Д_и$ — доза извести по CaO, г/м³.

При работе горизонтальных отстойников режим движения воды в них турбулентный, т. е. наблюдается образование «взвешивающей составляющей» w, которая по П. И. Пискунову равна

$$w = m_1 v/(h_р)^n,$$

где m_1 — коэффициент шероховатости дна и стенок отстойника; n — коэффициент равный 0,2.

Вертикальная взвешивающая составляющая, препятствующая осаждению взвеси в отстойнике, возрастает с увеличением скорости горизонтального движения воды в нем. Для ее уменьшения необходимо предусматривать меры по увеличению коэффициента объемного использования отстойника и гидравлической крупности осаждаемых примесей.

8.5. Радиальные отстойники

Радиальный отстойник — круглый в плане железобетонный резервуар (см. рис. 8.5), в который осветляемая вода подводится снизу в центр и изливается через воронку, обращенную широким концом кверху. Вокруг воронки располагается цилиндр-успокоитель радиусом 1,5 ... 2,5 м/с с глухим дном и с дырчатой стенкой, суммарную площадь отверстий которой находят при скорости движения воды в них 1 м/с, при этом диаметр отверстий принимают 40 ... 50 мм. Наличие такого цилиндра способствует более равномерному распределению воды по рабочей высоте отстойника. Вода медленно движется от центра к периферии и сливается в периферийный желоб с затопленными отверстиями или треугольными водосливами.

Для равномерного отбора осветленной воды по периметру кольцевого периферийного желоба следует в стенках его на глубине 120 ... 150 мм от поверхности воды устраивать отверстия диаметром 25 ... 30 мм или треугольные водосливы высотой

40 ... 60 мм, располагаемые на расстоянии 100 ... 150 мм в осях. Общую площадь отверстий подсчитывают по скорости движения воды в них 0,7 м/с. Скорость движения воды в желобе принимает 0,5 ... 0,6 м/с.

Для удаления осадка служит медленно вращающаяся металлическая ферма с укрепленными на ней скребками, сгребающими осадок к центру отстойника, откуда он непрерывно или периодически выпускается или откачивается. Одним концом ферма опирается на опору в центре отстойника, а другим — на тележку, двигающуюся по стенке отстойника.

Расчет радиального отстойника производят в следующем порядке. Устанавливают необходимый процент задерживания взвеси отстойником [по формуле (8.19)]. Затем подсчитывают скорость выпадения взвеси u, соответствующую задержанию заданного процента ее [по формуле (8.21)], после чего определяют площадь, м², радиального отстойника

$$A_{р.о.} = \alpha\,(q/u)^{1,07} + A_{в.з.}; \qquad (8.28)$$

где $\alpha = 0{,}2$ — коэффициент; q — расход воды, поступающей на отстойник, м³/с; $u = 0{,}5$ ... 0,6 — скорость выпадения взвеси, мм/с; $A_{в.з.}$ — площадь вихревой зоны отстойника, радиус которой принимают на 1 м больше радиуса распределительного цилиндра, где вследствие вихреобразного движения воды осаждение взвеси почти не происходит, м².

По вычислительному значению $A_{р.о.}$ находят радиус отстойника. Глубину отстойника в центре можно определить по формуле

$$H = h + Ri, \qquad (8.29)$$

где $h = 1{,}2 \ldots 1{,}3$ — глубина отстойника у периферийного желоба, м; R — радиус отстойника; м; $i = 0{,}04$ ... 0,05 — уклон дна отстойника.

Обычно глубина отстойника в центре достигает 3—3,5 м.

Отстойники диаметром до 18 м устраивают с центральным приводом, а при больших размерах — с периферическим.

8.6. Вертикальные отстойники

Вертикальный отстойник представляет собой круглый или квадратный в плане резервуар с камерой хлопьеобразования водоворотного типа в центральной трубе и с конусным днищем для накопления и уплотнения осадка (см. рис. 6.2). Угол между наклонными стенками, образующими днище, следует принимать 70 ... 80°.

Сбор осветленной воды предусматривается периферийными и радиальными желобами с затопленными отверстиями или с треугольными водосливами. Сечение водосборных желобов определяют по скорости движения воды в них 0,5 ... 0,6 м/с.

При площади отстойника до 12 м² предусматривается только периферийный кольцевой желоб, при площади от 12 до 30 м² добавляются еще четыре радиальных (в круглых отстойниках) или промежуточных (в квадратных отстойниках); при площади свыше 30 м² предусматривается 6 ... 8 дополнительных желобов.

Расчет вертикальных отстойников производят на те же два случая, что и для горизонтальных отстойников. Площадь зоны осаждения отстойника $A_{в.о.}$, м², должна соответствовать наибольшему значению

$$A_{в.о.} = \frac{\alpha q}{3{,}6 v_р}, \qquad (8.30)$$

где α — коэффициент объемного использования, принимаемый 1,3 ... 1,5 (нижний предел — при $D/H=1$, верхний — при $D/H=1{,}5$, D и H — диаметр и высота вертикальной части отстойника); $v_р$ — расчетная скорость восходящего потока, мм/с; принимается не более указанных выше.

При размещении в зоне осаждения тонкослойных блоков площадь зоны осаждения рассчитывается аналогично описанному ниже в п. 8.7. При условии более или менее равномерного распределения воды по площади зоны осаждения отстойника реально достижимыми скоростями восходящего потока воды являются скорости не менее 0,4 ... 6 мм/с, которые и следует вводить в расчет. Как показывает опыт эксплуатации вертикальных отстойников, при наличии таких скоростей восходящего потока основное количество коагулированной взвеси осаждается в отстойнике. Это объясняется тем, что в медленно восходящем потоке воды коагулированная взвесь, постепенно агломерируясь, достигает таких размеров, что скорость ее падения становится больше скорости восходящего потока.

В вертикальном отстойнике при наличии конусообразного днища и отражательного щита (см. рис. 6.2) выпуск накопившегося и уплотненного осадка может производиться во время работы отстойника.

При найденном диаметре отстойника и заданном угле конусности днища емкость осадочной части является фиксированной. Поэтому ее лишь проверяют по продолжительности работы отстойника, $T_р$, ч, между выпусками осадка, которая должна быть не менее 6 ч. Проверку производят по формуле

$$T_р = \frac{V_{з.н}\delta}{q(C_и - M_0)}. \qquad (8.31)$$

При числе рабочих отстойников менее шести необходимо предусматривать один резервный.

Высота зоны осаждения вертикального отстойника, которая практически совпадает с его вертикальной частью, составляет 4—5 м, а отношение диаметра к высоте: 1,0—1,5.

Период работы отстойника между сбросами осадка должен быть не менее 6 ч., а при мутности обрабатываемой воды свыше 1 г/л — не более 24 ч.

8.7. Отстойники с малой глубиной осаждения

В сооружениях тонкослойного осветления осаждение взвеси протекает в малом слое воды, образуемом устройством наклонных элементов, обеспечивающих быстрое выделение взвеси и ее сползание по наклонной поверхности элементов в зону хлопьеобразования и осадкоуплотнения. Уменьшение высоты потока снижает удельную нагрузку на площадь отстаивания, что влечет сокращение количества движения жидкости, переносимой частицами, повышает стабильность его гидродинамической структуры. Стабилизация течения возможна в случае, если энергия движения частиц воды будет преобладать над силой тяжести. При $Fr=v^2/(gR)\geqslant 10^{-5}$ всегда обеспечивается стабильность течения. Поскольку турбулентность повышает транспортирующую способность потока, режим течения в отстойнике должен быть ламинарным, т. е. для открытого канала прямоугольной формы число Рейнольдса не должно превышать $Re=vH/\nu<700$, а для закрытого $Re=vR/\nu<500$.

Тонкослойные элементы или блоки могут выполняться из мягких или полужестких полимерных пленок, соединенных в сотовую конструкцию, или из жестких листовых материалов в виде отдельных полок. Размеры в плане отдельных блоков для удобства их монтажа и эксплуатации следует принимать в пределах 1×1 ... 1,5×1,5 м с учетом фактических размеров сооружения. Высоту поперечного сечения тонкослойного ячеистого элемента рекомендуется принимать в пределах 0,03 ... 0,05 м. Ячейки могут быть приняты любой формы, исключающей накопление в них осадка. Угол наклона элементов необходимо принимать в пределах 50 ... 60° (меньшие значения для более мутных вод, большие — для маломутных цветных). Длину тонкослойных элементов определяют специальным расчетом в пределах 0,6 ... 1,5 м. Установку отдельных блоков следует осуществлять с помощью специальных несущих конструкций, расположенных под или над ними, а также путем их крепления к элементам сборной системы (желобам, лоткам, трубам) и

промежуточным стенкам сооружений. При этом могут быть использованы стальные или полимерные трубы, арматурная проволока, профилированные конструкции. При монтаже блоков необходимо обеспечить герметичность мест их примыкания к внутренним стенкам сооружений, например, с помощью резиновых прокладок.

Сбор осветленной воды из тонкослойных сооружений следует осуществлять желобами с затопленными отверстиями или открытыми водосливами, например, треугольного профиля, расположенными на расстоянии не более 2...3 м друг от друга.

Из графиков рис. 8.8 явствует, что высота тонкослойных элементов (h_0) существенно влияет на эффект осветления воды (Э).

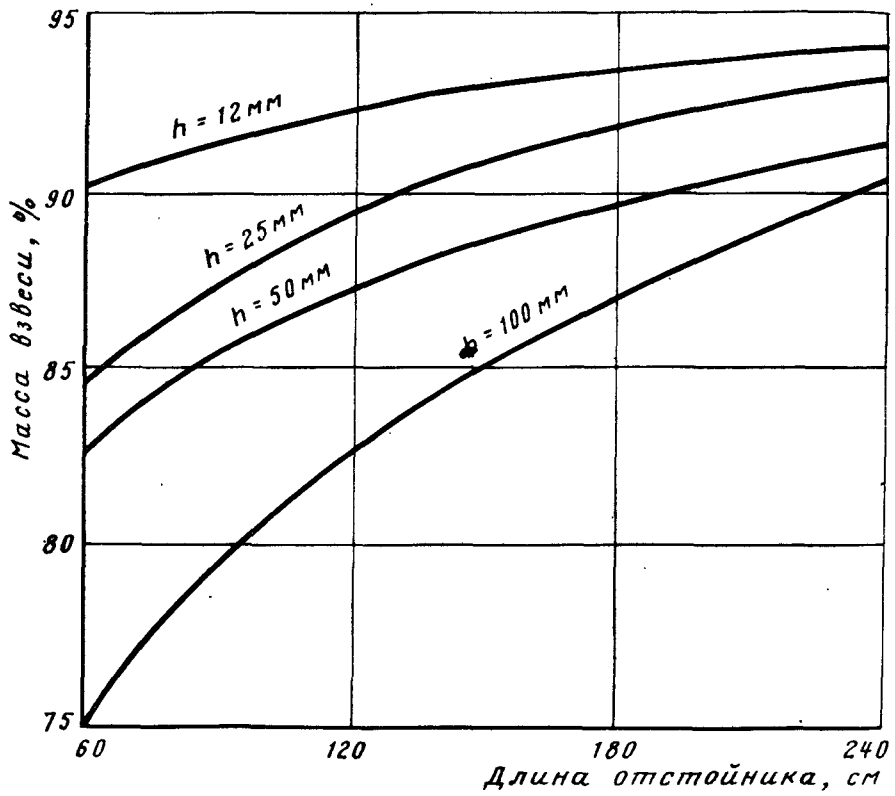


Рис. 8.8. Графикн Э=Ψ(h_0)

По В. М. Корабельникову, при обработке маломутных цветных вод расчет технологических и конструктивных параметров сооружения, а также отдельных тонкослойных элементов следует производить по следующим зависимостям:

$$l_0=\varphi k_ф H\left[\frac{v_0}{u\cos\alpha\beta k_{аг.}}-k_{ст}(\operatorname{tg}\alpha+\operatorname{ctg}\alpha)\right], \qquad (8.32)$$

$$v_н=\frac{u_0\beta k_{аг}}{k_1}\left(\frac{l_0}{k_2H}+1\right), \qquad (8.33)$$

или

$$l_0=k_2h_0\left(\frac{v_н k_1}{u_0\beta k_{аг}}-1\right), \qquad (8.34)$$

$$k_1=\frac{1}{k_{ст}k_{г.с.}k_к};\ k_2=\frac{\varphi k_ф k_{ст}}{\sin\alpha\cos\alpha}, \qquad (8.35)$$

где $v_н$ — удельная нагрузка или производительность сооружения в расчете на площадь зеркала воды, м³/(м²·ч); или м/ч; l_0 — длина тонкослойных элементов блока, м; H — высота тонкослойного элемента, м; u_0 — расчетная (охватываемая) скорость осаждения взвеси, м/ч; α — угол наклона тонкослойных элементов, град; v_0 — средняя скорость потока в тонкослойных элементах, м/ч; I — коэффициент, учитывающий влияние гидродинамических условий потока в тонкослойных элементах; $k_ф$ — коэффициент, учитывающий форму поперечного сечения тонкослойных элементов; $k_{ст}$ — коэффициент, учитывающий стеснение сечения потока в тонкослойном элементе, сползающим осадком; $k_{г.с.}$ — коэффициент, учитывающий гидравлическое совершенство тонкослойного сооружения и степень его объемного использования (отношение фактического и расчетного времени пребывания воды); β — коэффициент стесненного осаждения взвеси под тонкослойными элементами; $k_{аг.}$ — коэффициент агломерации; $k_к$ — конструктивный коэффициент, учитывающий фактическую, открытую для движения потока площадь сооружения на выходе из тонкослойных сооружений; k_1 и k_2 — обобщенные расчетные коэффициенты.

Расчетная скорость осаждения взвеси должна приниматься в соответствии с опытом эксплуатации сооружений, работающих в аналогичных условиях. При отсутствии такого опыта следует проводить технологическое моделирование процессов хлопьеобразования и тонкослойного осаждения с целью определения требуемого значения.

Коэффициент I следует определять по данным настоящей таблицы, в которой B — ширина тонкослойного элемента, H — высота тонкослойного элемента:

Значения $\frac{B}{H}$ ...	1 ... 2,5	2,5 ... 5,0	5,0 ... 10	>10
Значения φ ...	1,25	1,15	1,05	1,0

Значение $k_{ст}$ рекомендуется принимать в среднем равным 0,7 ... 0,8, большие значения для более мутных вод, меньшие — для маломутных цветных вод. Величину произведения $\beta \cdot k_{аг.}$ следует принимать в пределах 1,15 ... 1,3, большие — для тонкослойного осветлителя, меньшие — для тонкослойного вертикального отстойника. Значение коэффициента формы зависит от фактической формы и конфигурации тонкослойных элементов (ячеек) в плане. Указанные значения составляют: для сечения прямоугольной формы — 1,0; круглой — 0,785; треугольной — 0,5; шестиугольной — 0,65 ... 0,75, при использовании труб и межтрубного пространства — 0,5.

Величину $k_{г.с.}$ для предварительных расчетов рекомендуется принимать равной 0,6 ... 0,75. Значение коэффициента $k_к$ определяется по фактическим данным. Предварительно рекомендуется принимать его в пределах 0,75 ... 0,9.

Полученные значения высоты тонкослойных элементов и тонкослойных сооружений в целом, а также значения удельных нагрузок следует проверить и скорректировать с учетом обеспечения минимального времени между продувками сооружения (6 ... 8 ч). При этом высоту защитной зоны для вертикального остстойника следует принять равной 1,5 м, для горизонтального — 1 м. Высоту зоны сбора осветленной воды рекомендуется принимать не менее 0,4 ... 0,5 м.

В тонкослойных осветлителях для предотвращения образования зон повышенной концентрации взвеси нижнюю кромку тонкослойных блоков необходимо располагать непосредственно над верхней отметкой осадкоприемных окон.

Применение тонкослойных отстойников позволяет интенсифицировать процесс осветления воды осаждением, на 60% уменьшить площадь отстойников и на 25—30% повысить эффект обработки воды по сравнению с горизонтальными отстойниками. Производительность тонкослойных отстойников не лимитирована.

9. ОСВЕТЛЕНИЕ ВОДЫ В ПОЛЕ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ СИЛ

9.1. Основы процесса осветления воды в поле центробежных сил. Применяемые аппараты и их классификация.

Для осветления воды, содержащей грубодисперсные примеси (ГДП), все более широкое применение получают *центрифуги* и *гидроциклоны* (рис. 9.1). Их действие основано на *использовании поля центробежных сил*, где выделение механических примесей из воды происходит под воздействием этих сил, которые в сотни и тысячи раз превышают силы тяжести, за счет чего увеличивается скорость осаждения частиц. При этом эквивалентно сокращается продолжительность процесса осветления воды и значительно уменьшается необходимый объем центробежного аппарата по сравнению с объемом отстойника. Режим движения жидкости в поле центробежных сил — турбулентный. Передача вращения от периферии внутрь происходит диффузией и конвекцией под действием вращающего момента сил, вязкости и перемещения самой завихренной жидкости. При этом возникают два основных круговых потока: внешний, направленный к вершине образующегося конуса, и внутренний, направленный в противоположную сторону. При вращении внешнего потока часть жидкости удаляется через нижнее отводное отверстие, а другая часть отделяется, и, двигаясь радиально, вливается во внутренний поток, к нему добавляется основное количество жидкости у вершины конуса и, изменяя направление, отводится через верхнее отводное отверстие в диафрагме аппарата. В гидроциклоне кроме внешнего и внутреннего вращающихся потоков жидкости образуется третий — воздушный поток (воздушный столб) по оси аппарата. Потоки жидкости направлены по логарифмической спирали. Внешний поток ограничен стенкой аппарата и поверхностью внутреннего потока, который, в свою очередь, ограничен с внутренней стороны воздушным столбом.

Осветление воды в поле центробежных сил при вращении воды в аппарате основано на переносе частиц взвеси к периферии центробежной силой, равной разности значений центробежной силы для твердой и жидкой фаз. Эта сила P, возникающая при тангенциальном впуске воды в аппарат под некоторым давлением, равна

$$P = \frac{\pi d^2 (\rho_т - \rho_ж)}{6} \frac{v^2}{R}, \qquad (9.1)$$

где d — эквивалентный диаметр частиц взвеси, см; $\rho_т$ и $\rho_ж$ — плотность твердой и жидкой фазы в осветляемой воде, г/см³; v — скорость движения воды на входе в аппарат, см/с; R — расстояние от центра аппарата до оси тангенциального питающего патрубка, см.

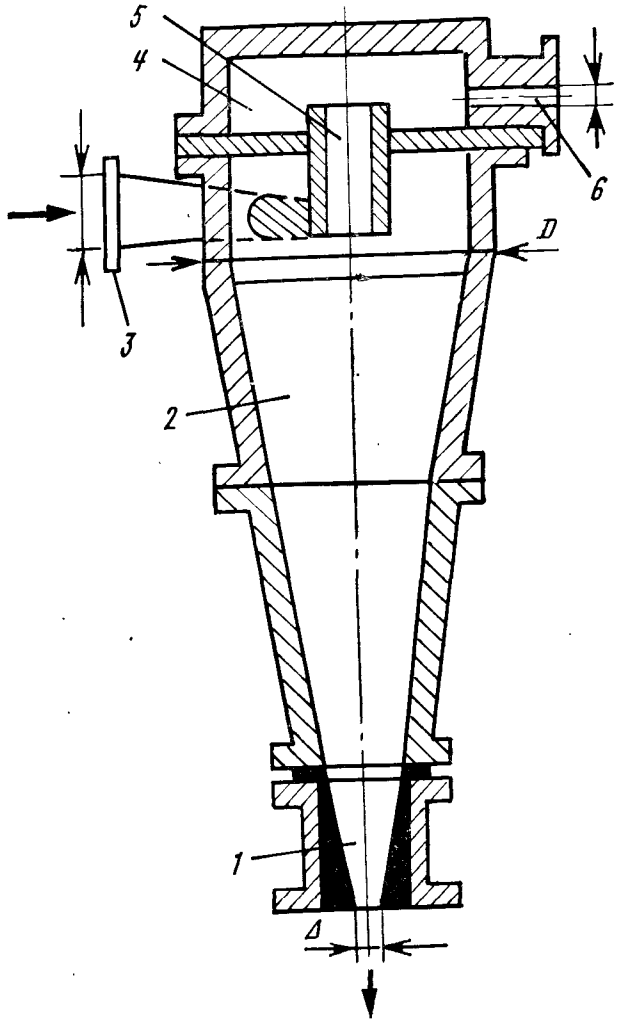


Рис. 9.1. Схема одноярусного напорного гидроциклона. *1* — сменная насадка для выпуска осадка; *2* и *4* — коническая и цилиндрическая часть; *3, 5* — питающий и сливной патрубки, *6* — отвод осветленной воды

При больших значениях v и малых величинах R сила, действующая на частицу взвеси во вращающемся потоке жидкости, будет во много раз больше силы тяжести и скорость движения частиц взвеси будет значительно больше скорости свободного их осаждения. Поэтому в поле центробежных сил выделение взвеси из воды осуществляется значительно быстрее, чем в отстойниках.

Исследования, выполненные в разное время И. В. Скирдовым, А. М. Фоминых, В. В. Найденко, В. Г. Пономаревым, показали эффективность осветления воды в проточных центрифугах и гидроциклонах. Однако, высокая стоимость проточных центрифуг и сложность эксплуатации делают их не конкурентноспособными в сравнении с гидроциклонами. Вместе с тем результаты исследований Г. А. Илясова показали целесообразность и эффективность применения центрифуг с подложкой для извлечения из воды планктона и ГДП.

Гидроциклоны могут быть открытыми и напорными. Открытые гидроциклоны устраивают одно- и многоярусными (см. рис. 9.1). В основу проектирования и расчета многоярусных гидроциклонов принимается формула (9.2) для определения гидравлической крупности частиц u, на задержание которых рассчитывают аппарат:

$$u = \frac{qD^2}{3{,}6\,(D^2 - d^2)}, \qquad (9.2)$$

где q — гидравлическая нагрузка, приходящаяся на один ярус гидроциклона, м³/(м²·ч); D и d — соответственно диаметры гидроциклона и шламозадерживающего козырька, м.

Напорные гидроциклоны бывают обычными и мультициклонами. Изготавливают гидроциклоны двух видов: литые нефутерованные диаметром от 75 до 500 мм (табл. 9.1) и футерованные каменным литьем или шлакоситаллом диаметром от 150 до 2000 мм. Угол конусности гидроциклонов составляет 20 град. В них обеспечивается извлечение из воды минеральных примесей размером более 0,1 ... 0,15 мм плотностью не менее 1,2 г/см³.

Обрабатываемая вода подводится в верхнюю часть гидроциклона тангенциально и, вращаясь, движется к сливному патрубку, расположенному в центре по оси аппарата. Центробежной силой диспергированные примеси воды перемещаются к стенкам гидроциклона и по ним спускаются вниз, в конус, через насадку в нижней части которого они непрерывно удаляются в сток. Перемещение твердых частиц к стенкам аппарата происходит со скоростью, равной разности между значением ско-

рости, возникающей в результате действия центробежных сил, и радиальной скорости движения, направленной к центру.

Подачу гидроциклона по осветленной воде q определяют по формуле

$$q = 864\alpha \frac{d}{d_п} a (2g\Delta H)^{0,5}, \qquad (9.3)$$

где α — коэффициент, учитывающий потерю части воды с осадком, равным 0,85 ... 0,9 (большее значение для меньшего диаметра насадка); a — площадь живого сечения питающего отверстия, м^2; d — диаметр сливного патрубка, см; $d_п$ — эквивалентный диаметр питающего отверстия (диаметр круга, равновеликого площади питающего отверстия); см; g — ускорение свободного падения; ΔH — потеря напора в гидроциклоне, м.

Таблица 9.1

Диаметр	Диаметр сливного отверстия в долях диаметра гидроциклона	Размеры питающего отверстия, мм	Эквивалентный диаметр питающих отверстий, мм	Диаметр сливных насадок, мм	Высота, мм			Масса, кг
					H	H_1	H_2	
75	0,35 ... 0,45	10×30; 15×30	20; 24	8; 12	305	185	48	37
150	0,25 ... 0,4	10×45; 20×45	24; 34	12; 17	695	350	110	11[illegible]
250	0,2 ... 0,5	20×65; 30×65	41; 50	17; 24	1070	440	145	25[illegible]
350	0,2 ... 0,4	20×90; 40×90	48	24; 34	1450	535	190	42[illegible]
500	0,2 ... 0,4	20×140; 40×140	60	24; 34	2015	670	275	77[illegible]

Потери напора в гидроциклоне зависят от его конструкции и подачи. С возрастанием расхода воды через аппарат в нем увеличивается скорость движения воды, адекватно этому возрастает и эффект осветления воды, одновременно растут и потери напора в гидроциклоне.

Чем меньше диаметр гидроциклона, тем выше (при равном напоре) эффект осветления воды (рис. 9.2). Поэтому для обработки вод, содержащих тонкодисперсную взвесь, следует использовать аппараты малого диаметра.

К достоинствам гидроциклонов следует отнести: компактность, простоту устройства и отсутствие движущихся частей; высокую объемную производительность; большую скорость и

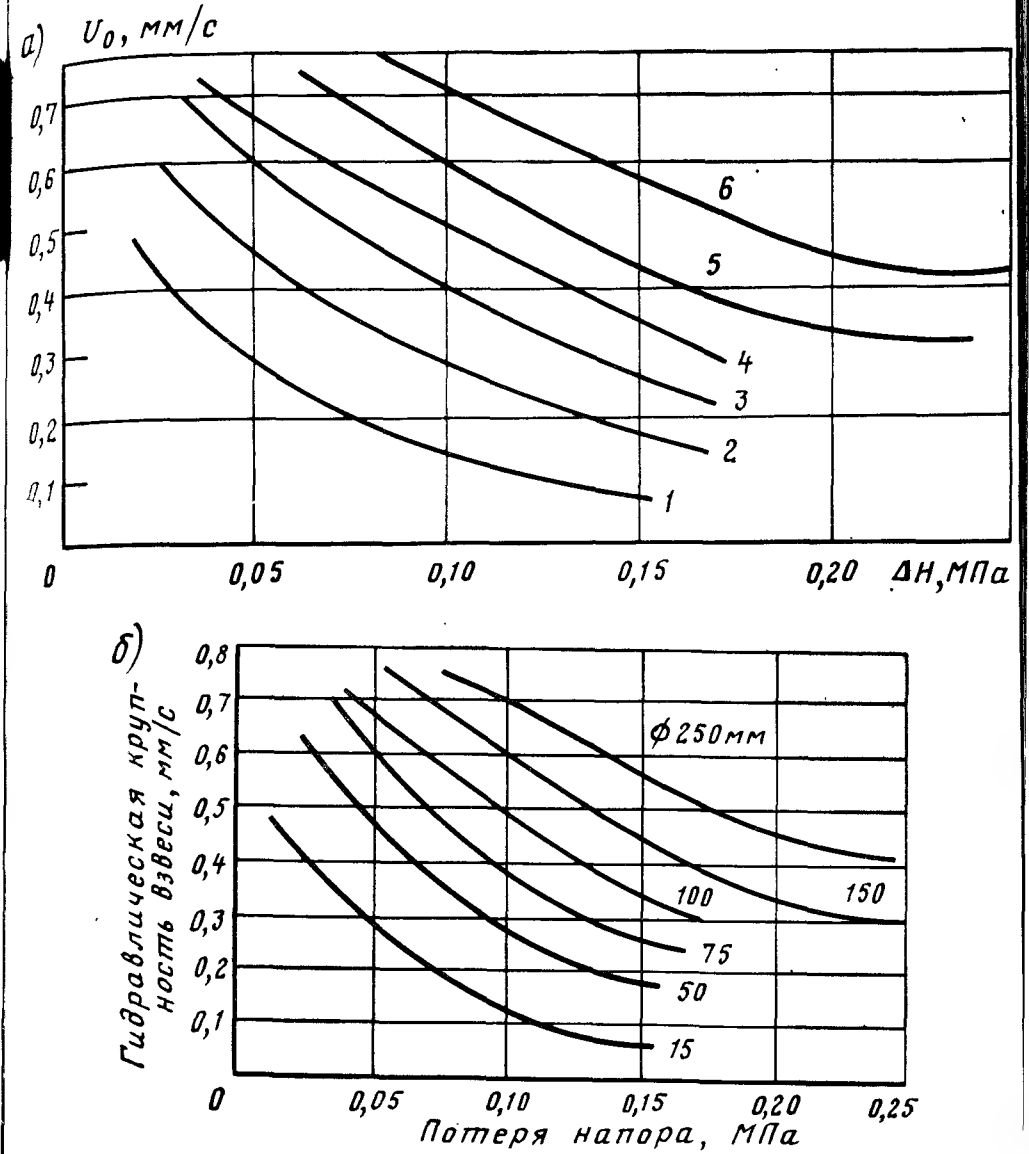


Рис. 9.2. Графики для определения диаметра гидроциклона и потерь напора в нем (*а*) и его эффективности от потери напора (*б*)

высокую эффективность разделения суспензий; простоту обслуживания; быстроту пуска и выключения из работы; возможность

разнообразного использования, особенно в условиях действующих предприятий, без затраты дополнительной площади; возможность соблюдения санитарных условий труда; непрерывность процесса и возможность автоматизации. Недостатками гидроциклонов являются: быстрый износ, особенно при обработке твердых материалов; колебания эффекта осветления в

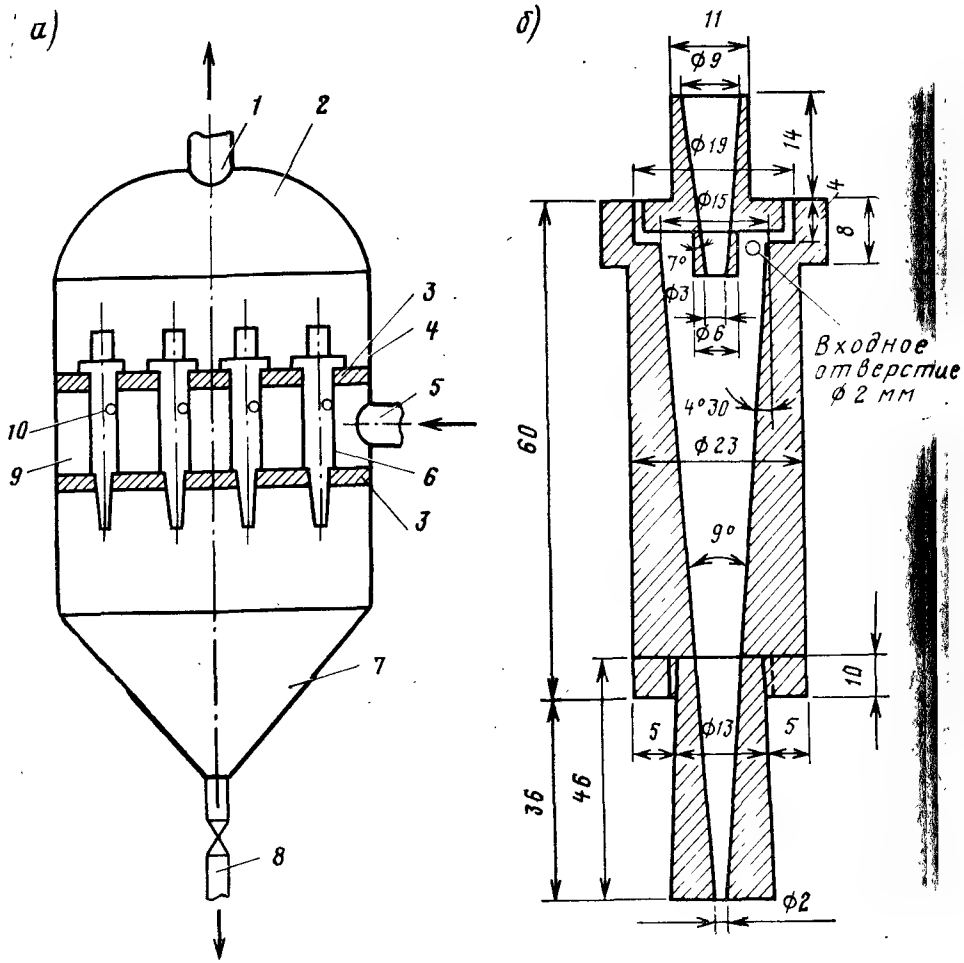


Рис. 9.3. Схема мультициклона *(а)* и гидроциклона диаметром 15 мм *(б)*. *1, 5* — сливной и питающий патрубки; *2, 9* — камера сбора осветленной и распределения исходной воды; *3* — разделительные плиты; *4* — цилиндрическая часть аппарата; *6* — гидроциклоны диаметром 10 мм (15 или 20 мм); *7* — шламовая камера; *8* — патрубок сброса шлама; *10* — входное отверстие

зависимости от состава и содержания взвешенных веществ в исходной воде; не всегда возможно полное выделение частиц заданного размера, поскольку гидроциклон действует как пропорциональный разделитель.

Чем меньше диаметр гидроциклона, тем больше развивающиеся в нем центробежные силы и тем меньше размер задерживаемых в гидроциклоне частиц. Большая эффективность разделения достигается в гидроциклоне вытянутой формы с возможно малым углом конусности. Поэтому для задержания тонкодисперсной взвеси используют гидроциклоны малого диаметра, устанавливая их параллельно в большом количестве. Такой аппарат называют мультициклоном (рис. 9.3).

Пластмассовые мультициклоны диаметром 10, 15 и 20 мм способны задерживать частицы взвеси гидравлической крупности до 0,17 мм/с при потере напора около 0,1 МПа. Подача одного гидроциклона диаметром 15 мм при этой потере напора составляет около 0,07 м³/ч. Подача мультициклона диаметром 1,0 м, состоящего из 320 таких гидроциклонов, составляет порядка 500 м³/сут.

При расчте гидроциклона первоначально по кривой осаждения взвеси определяют расчетную гидравлическую крупность извлекаемых примесей. Затем по графику рис. 9.2 находят диаметр аппарата и последующим технико-экономическим расчетом уточняют его параметры. Следует иметь в виду, что эффект осветления воды в гидроциклонах возрастает с увеличением нагрузки по воде, что позволяет не предусматривать резерва на случай ремонта или замены.

Гидроциклоны целесообразно использовать в системах хозяйственно-питьевого и промышленного водоснабжения для предварительного осветления поверхностных вод, обладающих высокой кратковременной мутностью (более 1500 мг/л). Для осветления воды следует применять гидроциклоны литые нефутерованные, как наиболее дешевые и достаточно стойкие против истирания. ВНИИ ВОДГЕО разработаны открытые многоярусные гидроциклоны, которые могут быть использованы для частичного осветления воды перед поступлением ее на основные очистные сооружения.

Применение гидроциклонов вследствие их небольшой стоимости позволяет сократить затраты на строительство и эксплуатацию сооружений для предварительного осветления воды.

10. ОБРАБОТКА ВОДЫ В СЛОЕ ВЗВЕШЕННОГО ОСАДКА

10.1. Теоретические основы процесса осветления воды в слое взвешенного осадка

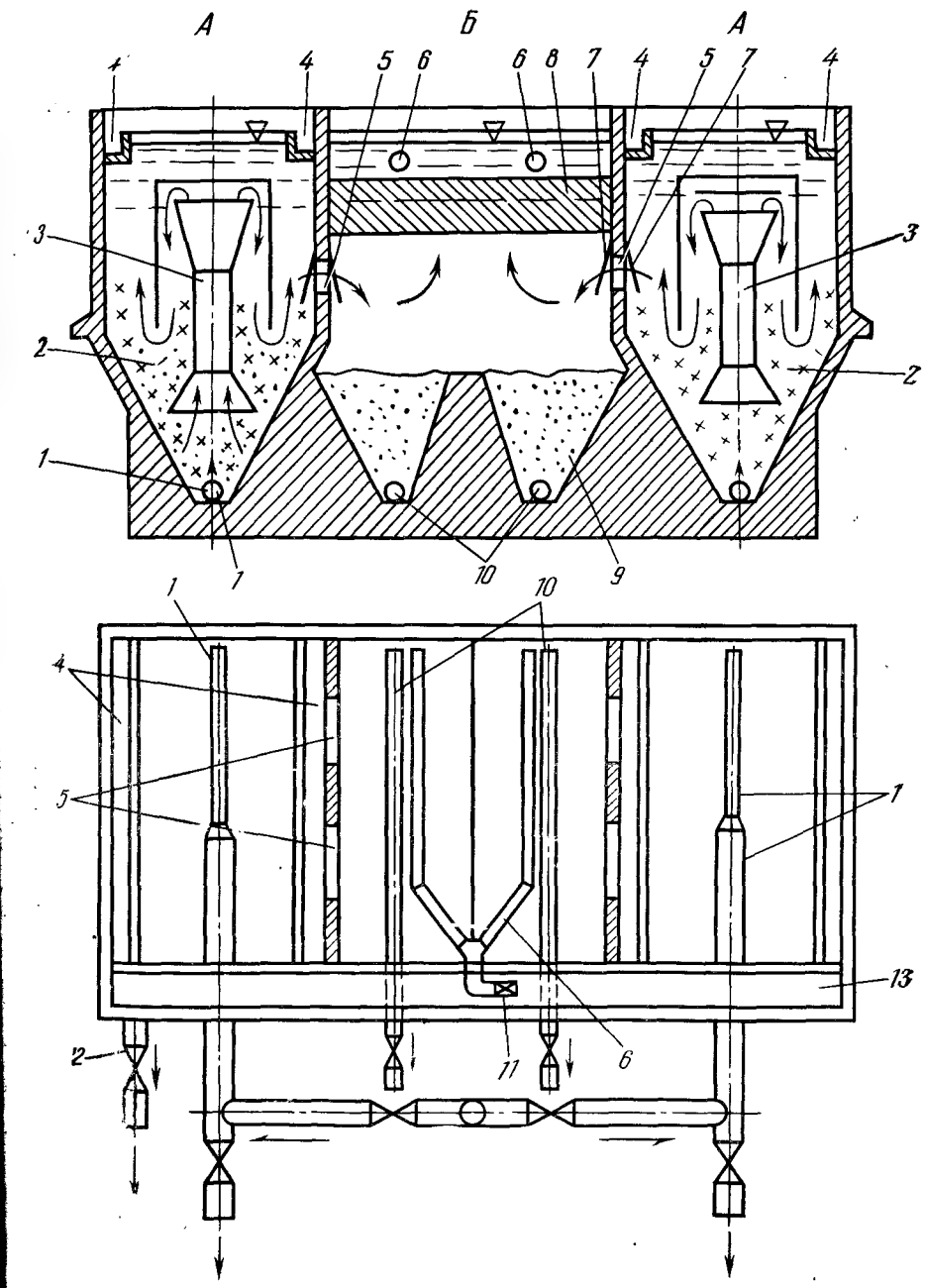
Принцип обработки воды во взвешенном слое был запатентован в 1889 г. Патерсоном (Великобритания) и в несколько модифицированном виде в 1902 году Леклерком (Франция). Позже С. Х. Азерьером, В. Т. Турчиновичем, Е. Н. Тетеркиным было подтверждено, что эффект осветления воды резко возрастает при ее пропуске через слой ранее сформированного осадка. В 1936 году Е. Н. Тетеркиным и Сполдингом (США) были предложены аппараты, реализующие этот метод водообработки и названные ими *диффузором-осветлителем* и *пресипитатором*. В современной отечественной практике они называются *осветлители со слоем взвешенного осадка*.

В России фундаментальные исследования по разработке теории процесса, методов расчета и конструированию осветлителей со слоем взвешенного осадка выполнены Е. Ф. Кургаевым, Е. Н. Тетеркиным, а в Чехии и Болгарии — И. Мацкрле и Т. Пейчевым.

В нашей стране и за рубежом известно много различных конструкций осветлителей, получивших распространение на городских, промышленных и теплоэнергетических водоочистных комплексах, для осветления, обесцвечивания, умягчения, обесфторивания, обескремнивания и обезжелезивания воды.

Осветлители со взвешенным осадком, применяемые как сооружения первой ступени водоподготовки, могут успешно работать только при условии предварительной обработки примесей воды коагулянтом или флокулянтом. Осветлители обеспечивают более высокий эффект осветления воды и имеют более высокую производительность, чем отстойники. Однако, конструкция осветлителей со взвешенным осадком и их эксплуатация более сложны.

Принцип работы осветлителей со взвешенным осадком показан на рис. 10.1. Обрабатываемая вода, смешанная с реагентами, вводится в осветлитель снизу и равномерно распределяется



по площади рабочих коридоров. Далее вода движется снизу вверх и проходит через слой ранее сформированного взвешенного осадка, состоящего из массы взвешенных в восходящем потоке хлопьев, которые непрерывно хаотически движутся, но весь слой в целом неподвижен. Он находится в состоянии динамического равновесия, обусловленного равенством скорости восходящего потока воды и средней скорости осаждения хлопьев. Следует отметить, что средняя скорость осаждения хлопьев во взвешенном слое отлична от их гидравлической крупности. Это объясняется так называемым стесненным осаждением частиц, на котором основана работа осветлителей. Проходя через слой взвешенного осадка, вода осветляется в результате контактной коагуляции.

Величина хлопьев взвешенного осадка постоянно меняется вследствие слипания взвешенных частиц, извлекаемых из воды, и разрушения образовавшихся агрегатов под влиянием гидродинамического воздействия потока. Следовательно, слой взвешенного осадка представляет собой полидисперсную среду. Однако, средний размер хлопьев во всей массе взвешенного осадка при неизменных условиях работы осветлителя (состав и свойства обрабатываемой воды, доза коагулянта, скорость восходящего потока) остается неизменным, так как он определяется соотношением между внутренними силами сцепления частиц, образующих структуру хлопьев, и внешними силами трения, действующими на поверхности хлопьев при их обтекании потоком воды. Вследствие непрерывного хаотического движения и циркуляции хлопья различного размера довольно равномерно распределены по всей высоте взвешенного слоя.

При пропуске воды через взвешенный слой извлекаемые из нее примеси остаются в нем, при этом объем слоя должен непрерывно увеличиваться, но этого не происходит, так как предусматривается непрерывное удаление избыточного осадка из взвешенного слоя в осадкоуплотнитель, где он уплотняется и сбрасывается в водосток. Осветленная вода, прошедшая через слой взвешенного осадка, собирается с помощью сборных желобов или труб и отводится для дальнейшей обработки на фильтры (рис. 10.1).

Рис. 10.1. Осветлитель коридорного типа с рециркуляцией осадка (коридор *А*) и тонкослойными модулями (коридор *Б*).

А, Б — рабочие коридоры; *Б* — осадкоуплотнитель; *1* — телескопические перфорированные водораспределительные трубы с соплами; *2* — слой взвешенного осадка; *3* — рециркуляторы; *4* — водосборные желоба; *5* — осадкоотводные окна с козырьками *(7)*; *6* — перфорированные трубы сбора осветленной воды; *8* — тонкослойные модули; *9* — слой уплотненного осадка; *10* — сброс осадка; *11* — задвижка, регулирующая принудительный отсос осадка из рабочих коридоров; *12* — отвод осветленной воды из бокового кармана *13*

Во взвешенной контактной среде расстояние между частицами ее образующими несоизмеримо больше по сравнению с размерами удаляемых из воды примесей, имеющих коллоидную или ионную степень дисперсности. Их удаление из подобной гетерофазной системы происходит в результате адгезии и сорбции. При прохождении через взвешенный слой примеси воды сближаются с ранее сформированными хлопьями (сорбентом) и под действием молекулярных сил прилипают к их поверхности или ранее адсорбированных на них частицам примесей.

Слой взвешенного осадка или контактная среда (КС) оказывает существенное влияние на процессы водообработки, происходящие в ней, что можно сформулировать как:

1. (КС) имеет большую развитую поверхность образующих ее частиц оказывая благоприятное действие на процессы коагулирования, сорбции, адгезии и кристаллизации продуктов процесса водообработки;

2. (КС) способствует более равномерному распределению обрабатываемой воды по сечению осветлителя и оказывает позитивное влияние на гидравлический режим и параметры потока (увеличивается коэффициент объемного использования, гидравлический радиус и смоченный периметр).

Угол равномерного выхода воды в (КС) равен 30° вместо 8–12° в обычных условиях. (КС) ламинизирует поток, т. е. гасит его турбулентность. Иными словами она обладает дренажными свойствами.

3. (КС) резко улучшает гидравлическую характеристику взвеси. Скорость ее осаждения возрастает в 2–3 раза по сравнению со скоростью осаждения в отстойнике за счет увеличения размеров хлопьев и их плотности.

4. (КС) значительно повышает эффект очистки воды (снижает остаточное содержание извлекаемых из воды примесей) за счет более полного использования применяемых реагентов и свойств контактной взвеси.

Стабильная работа осветлителей достигается при постоянстве расхода и температуры обрабатываемой воды. Спонтанные колебания расхода воды вызывают размыв взвешенного слоя и вынос хлопьев в зону осветления. Колебания температуры воды, в особенности поступления более теплой, чем находящаяся в осветлителе, влечет за собой возникновение конвективных токов, приводящих к нарушению взвешенного слоя и замутнению осветленной воды. Чтобы обеспечить нормальную работу осветлителя, допускаются в течение часа колебания температуры воды ±1°С.

При седиментации концентрированной массы хлопьев наблюдается *явление стесненного осаждения.* Его характерная особенность в том, что скорость осаждения, которая всегда меньше скорости свободного падения, т. е. гидравлической крупности частиц, зависит не только от их размеров и массы, но и в значительной степени от их концентрации. Так, при объемной концентрации, равной 10%, скорость осаждения массы частиц вдвое меньше по сравнению с их гидравлической крупностью, при концентрации 25% — в 6 раз. Взвешенный в восходящем потоке слой хлопьев находится в состоянии стесненного осаждения, причем скорость осаждения равна скорости восходящего потока, поэтому частицы не выносятся с потоком в зону осветления и не декантируют.

Это объясняется более высокой вязкостью $\mu_м$ гетерофазной системы, которую можно найти из выражения

$$\mu_м = \mu_д \left\{ 1 + 2C_v \left[\frac{1 + C_v}{1 - C_v} \right]^2 \right\},$$

где $\mu_м$ — молярная вязкость; $\mu_д$ — динамическая вязкость жидкого компонента гетерофазной системы, м²/с; C_v — объемная концентрация твердой фазы в системе, %.

Непременным условием осветления и обесцвечивании воды в осветлителях является коагулирование ее примесей, при этом наличие минеральных частиц способствует увеличению плотности, прочности на сжатие и скорости седиментации образующихся хлопьев. С понижением температуры обрабатываемой воды силы взаимного притяжения частичек примесей уменьшаются, что влечет за собой уменьшение эффекта очистки воды.

Е. Ф. Кургаевым показано, что взвешенный слой не мог бы существовать, если бы скорость стесненного осаждения не зависела от его концентрации. Изменение скорости восходящего потока адекватно вызвало бы вынос или выпадение частиц. Однако, благодаря тому, что скорость стесненного осаждения зависит от концентрации взвешенного слоя, он сохраняется в широком диапазоне изменения скоростей восходящего потока. С изменением скорости восходящего потока в соответствии с гидродинамическими законами стесненного осаждения изменяется объемная концентрация частиц в слое. Следовательно, каждому значению восходящей скорости потока отвечает определенная в данных условиях концентрация частиц слоя. Чем больше скорость, тем меньше концентрация. Когда скорость потока приближается к скорости свободного падения частиц, находящихся во взвешенном слое, слой размывается, происходит вынос частиц с потоком воды. Следовательно, скорость свободного осаждения частиц является верхним пределом существования взвешенного слоя. Известен и нижний предел существования взвешенного слоя — минимальная скорость потока, при которой сила гидродинамического воздействия потока на частицы меньше силы тяжести частицы. В этом случае частицы плотной массой декантируются. Скорость восходящего потока воды в осветлителях всегда лежит между верхними и нижними предельными значениями. Явление стесненного осаждения играет очень важную роль в работе осветлителей со взвешенным осадком. Оно определяет поведение взвешенного слоя — основного рабочего элемента этих сооружений, в котором идет процесс осветления и обесцвечивания воды.

Основные закономерности стесненного осаждения были установлены Д. М. Минцем, Е. Ф. Кургаевым и др. Физическая сущность процесса заключается в изменении гидродинамических условий обтекания частиц жидкостью при увеличении их концентрации. Вследствие взаимной близости частиц свободное обтекание, имеющее место при осаждении индивидуальной частицы в безграничном объеме жидкости при весьма малой концентрации частиц, трансформируется в особый род движения через своеобразную пористую среду, которой является концентрированная масса осаждающихся частиц или взвешенный в восходящем потоке их слой. По Д. М. Минцу, движение воды через взвешенные в потоке слои частиц рассматриваются как движение через пористую зернистую среду, закономерности которого устанавливаются в виде функциональной зависимости между безразмерными числами: коэффициентом сопротивления Ψ и числом Рейнольдса Re, определяемыми из выражений:

$$\psi = \frac{Pm^3 d}{6\rho_1 v^2 (1 - m) L}, \qquad (10.1)$$

$$\mathrm{Re} = \frac{\rho_1 v d}{6\eta (1 - m)}, \qquad (10.2)$$

где P — потеря напора в слое зернистого материала; L — толщина слоя; v — скорость фильтрования; m — пористость слоя, определяемая как отношение объема пустот в слое к общему его объему; d — диаметр зерен; ρ_1 и η — плотность и вязкость жидкости. При этом объемная концентрация зерен в слое $C_v = 1 - m$.

Формулы (10.1) и (10.2) выражают значения коэффициента сопротивления и число Рейнольдса в форме, отвечающей физическим условиям движения жидкости в пористой среде. При движении жидкости через взвешенный в потоке слой частиц,

находящийся в состоянии динамического равновесия, сила давления жидкости на слой уравновешивается массой слоя. При площади горизонтального сечения слоя А сила давления равна PA, а масса слоя в жидкости определяется как

$$G = Ag(\rho_2 - \rho_1)L(1-m), \tag{10.3}$$

где ρ_2 — плотность частиц, g — ускорение свободного падения; L — высота столба взвешенного слоя.

Так как

$$PA = G; \tag{10.4}$$

получим

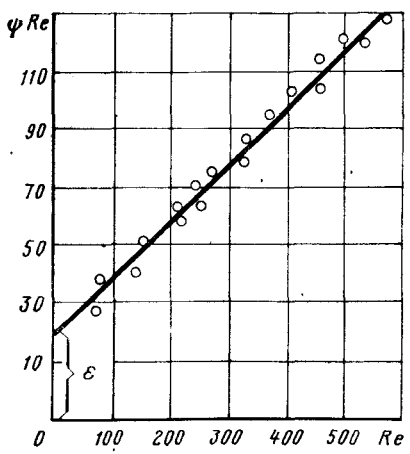
$$P = (\rho_2 - \rho_1)g(1-m)L. \tag{10.5}$$

Из (10.5) следует, что падение гидродинамического давления во взвешенном слое равно массе в жидкости этого слоя с единичной площадью основания. Подставляя (10.5) в (10.1), получим для коэффициента сопротивления при движении жидкости через взвешенный слой

$$\psi = \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho_1} g \frac{m^3 d}{6v^2}. \tag{10.6}$$

Исследования Д. М. Минца и С. А. Шуберта показали, что зависимость между коэффициентом сопротивления и числом Рейнольдса выражается так:

$$\psi \mathrm{Re} = \psi_{пр} \mathrm{Re} + \varepsilon. \tag{10.7}$$



На графике рис. 10.2 приведены результаты одного из опытов. Показанная на графике линейная зависимость оказалась справедливой для взвешенных слоев любой крупности зерен независимо от материала. Варьируются лишь параметры уравнения (10.7): тангенс угла наклона прямой $\Psi_{пр.}$ и отрезок ε, отсекаемый прямой на оси ординат.

Рис. 10.2. График $\Psi\mathrm{Re} = \varphi(\mathrm{Re})$ при фильтровании воды через слой мелкого взвешенного гравия.

Выразив значения коэффициента сопротивления и числа Рейнольдса для взвешенного слоя через их значения для свободно падающих зерен (см. разд. 8) и преобразуя уравнение (10.7), получим

$$\psi = \psi_з \frac{m^3}{\pi\beta^2}; \quad \mathrm{Re} = \mathrm{Re}_з \frac{\beta}{6(1-m)}; \tag{10.8}$$

где $\beta = v/u$ — отношение скорости восходящего потока жидкости v или скорости стесненного осаждения к скорости свободного осаждения u или к гидравлической крупности зерен. С учетом этих изменений из уравнения (10.7) следует

$$\psi_з \frac{m^3}{\pi\beta^2} = \frac{6\varepsilon(1-m)}{\beta \mathrm{Re}_з} + \psi_{пр}. \tag{10.9}$$

Возрастание скорости восходящего потока v, когда она приближается к скорости свободного осаждения, делает долю свободного объема взвешенного слоя m приближающейся к единице и соответственно объемная концентрация зерен в слое C_v приближается к нулю. При $v=u$, $\beta=1$, $m=1$; $1-m=0$ из равенства (10.9) получаем $\Psi_{пр} = \Psi_з/\pi$. Отсюда видно, что тангенс угла наклона прямых, уравнения которых представлены выражением (10.7), выражается через коэффициент сопротивления свободно падающей частицы и может быть вычислен по экспериментальным графикам зависимости $\Psi_з = f(\mathrm{Re}_з)$, приведенным в разд. 8. Решая уравнение (10.9) относительно β, получим

$$\beta = \frac{v}{u} = -\frac{3\pi\varepsilon(1-m)}{\psi_з \mathrm{Re}_з} + \left\{\left[\frac{3\pi\varepsilon(1-m)}{\psi_з \mathrm{Re}_з}\right]^2 + m^3\right\}^{0,5}. \tag{10.10}$$

Выражение (10.10) дает в общем виде решение задачи о скорости стесненного осаждения частиц в жидкости. Оно описывает зависимость между скоростью стесненного осаждения и концентрацией частиц в слое и показывает, что скорость стесненного осаждения зависит также от гидродинамических характеристик частиц: скорости u, числа $\mathrm{Re}_з$, и коэффициента сопротивления $\Psi_з$ при свободном осаждении. Параметр ε, входящий в уравнение (10.10), согласно экспериментам также зависит от гидродинамических характеристик частиц. Тогда уравнение (10.10) можно записать в виде

$$\beta = \varepsilon'(1-m) + \{[\varepsilon'(1-m)]^2 + m^3\}^{0,5}, \tag{10.11}$$

где ε' — безразмерная гидродинамическая характеристика частиц, которая сохраняет постоянное значение (зависящее только от формы частиц) при малых числах $\mathrm{Re}_з < 1$, т. е. при ламинарном режиме свободного осаждения и при очень больших числах

$Re_з$, соответствующих турбулентному режиму свободного осаждения. Поэтому для мелких частиц, так же как и для крупных, отношение скорости стесненного осаждения к скорости свободного осаждения зависит только от их концентрации в слое и не зависит от их размера. Однако размер частиц существенно влияет в переходной области (от ламинарного к турбулентному режиму) обтекания, где значение ε' меняется с изменением крупности частиц.

На рис. 10.3 изображены графики зависимости $\beta=\varphi(C_v)$ от объемной концентрации взвешенного слоя, построенные по формуле (10.11). Из графиков следует, что при стесненном осаждении мелких частиц, т. е. частиц с небольшой гидравлической крупностью, влияние объемной концентрации на скорость стесненного осаждения проявляется наиболее заметно.

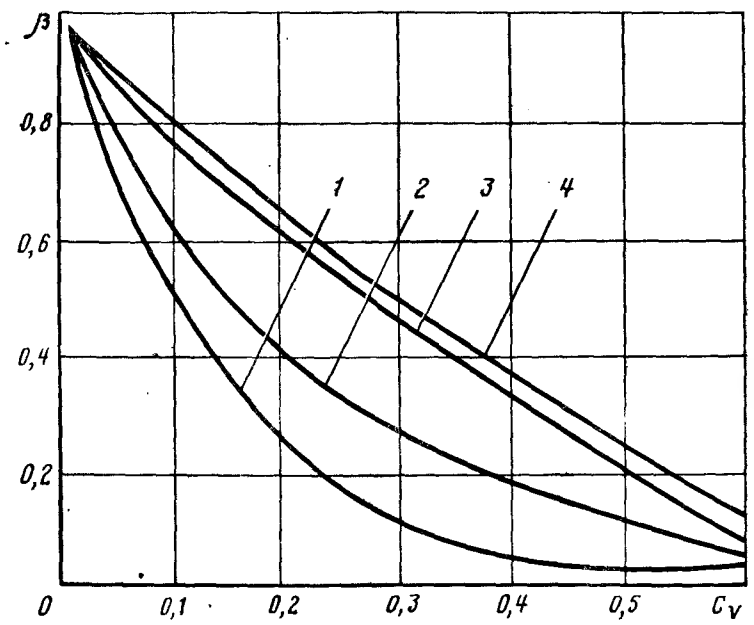


Рис. 10.3. Графики зависимости $\beta=\varphi(C_v)$ от объемной концентрации взвешенного слоя

Таким образом, для расчета стесненного осаждения необходимо знать две величины, характеризующие осаждающиеся

частицы: их гидравлическую крупность u и гидродинамическую характеристику ε'. Когда эти параметры известны, можно рассчитать скорость стесненного осаждения или скорость восходящего потока при любой концентрации взвешенного слоя или осаждающихся частиц. В случае осаждения частиц, для которых заранее не известны их гидравлическая крупность и гидродинамическая характеристика, эти величины определяют из опыта. Методика их экспериментального определения основана на использовании линейной зависимости (10.7) — минимально по двум значениям скорости восходящего потока и соответствующих им двум значениям объемной концентрации взвешенного слоя C_v. После подстановки в уравнение (10.7) выражения (10.8) и $\Psi_{пр.}=\Psi_з/\pi$ и деления правой и левой частей уравнения на постоянные множители, получим

$$\frac{m^3}{v(1-m)}=\frac{1}{u^2}\,\frac{v}{1-m}+\frac{2\varepsilon'}{u}. \qquad (10.12)$$

Фиксируя на графике по оси ординат экспериментальные значения чисел $y=m^3/[v(1-m)]$ и по оси абсцисс $x=v/(1-m)$, получим прямую линию, тангенс угла наклона которой равен $1/u^2$, а отрезок, отсекаемый на оси ординат, $2\varepsilon'/u$. Следовательно, из опыта по стесненному осаждению массы частиц можно определить среднюю скорость их свободного осаждения u и гидродинамическую характеристику частиц ε'.

Описанный метод определения гидравлической крупности частиц и их гидродинамической характеристики имеет важное значение для случаев, когда частицы имеют неопределенную форму и размер и когда изучить закономерности их свободного осаждения в виде зависимости $\Psi=f(Re)$ невозможно. При рассмотрении стесненного осаждения хлопьев взвешенного осадка осветлителей имеет место именно такой случай.

Обширные экспериментальные исследования стесненного осаждения хлопьев взвешенного осадка осветлителей выполнены Е. Ф. Кургаевым, З. В. Черновой, В. В. Ашаниным. На основании обширного экспериментального материала доказано соответствие закономерностей стесненного осаждения, описываемым формулой (10.11). Для удобства расчетов З. В. Чернова предложила логарифмическую формулу

$$\lg\beta=-2{,}75\,C_v, \qquad (10.13)$$

которая в точности соответствует формуле (10.11) при объемных концентрациях $C_v=1-m$ от 0 до 25%, т. е. в диапазоне, перекрывающем значения объемных концентраций, обычно имеющих место в осветлителях со взвешенным осадком.

Заменяя в формуле (10.13) объемную концентрацию C_v массовой $C_м$ (которая значительно проще определяется), получим

$$\lg\beta = -\lg\frac{v}{u} = -2{,}75\frac{C_м}{\gamma}, \qquad (10.14)$$

где $\gamma = C_м/C_v$ — концентрация твердых частиц, входящих в структуру хлопьев или их плотность

Определение величин u и γ производят графически в координатах $\lg v - C_м$. В этих координатах уравнение (10.14) представляет прямую линию, тангенс угла наклона которой равен $-2{,}75/\gamma$, а отрезок, отсекаемый прямой на оси ординат, $\lg u$. Оба параметра u и γ являются важными физическими характеристиками взвешенного осадка, зависящими от состава обрабатываемой воды и технологии ее обработки. Особый интерес представляет скорость свободного осаждения хлопьев, которая определяет верхнюю границу возможного существования взвешенного слоя, а минимальные значения u и γ соответствуют обработке цветных вод при низких температурах.

Выше указывалось, что процесс обработки воды в слое взвешенного осадка является физико-химическим, коагуляционным. Мельчайшие взвешенные и коллоидные примеси, содержащиеся в обрабатываемой воде, адсорбируются на поверхности хлопьев взвешенного осадка, при этом скорость изменения концентрации мелких частиц пропорционально их мгновенной концентрации и концентрации крупных частиц:

$$\frac{dC_1}{dt} = -bC_1C_2. \qquad (10.15)$$

Здесь C_1 — концентрация мелких частиц взвеси в обрабатываемой воде; C_2 — концентрация хлопьев взвешенного слоя; b — параметр процесса, характеризующий интенсивность прилипания и зависящий от физико-химических свойств воды и взвеси.

При рассмотрении процесса контактной коагуляции во взвешенном слое Д. М. Минц делает допущение, что взвесь, содержащаяся в обрабатываемой воде, однородна по своим физико-химическим свойствам. Для этого случая дифференциальное уравнение (10.15) справедливо для любого горизонтального сечения взвешенного осадка. При этом концентрация взвешенного осадка C_x при установившемся режиме работы осветлителя не изменяется во времени и практически постоянна по высоте слоя. Заменяя независимую переменную $dt = dx/v$ и разделяя переменные, получим

$$\frac{dC_1}{C_1} = -b\frac{C_x}{v}dx \qquad (10.16)$$

и после интегрирования

$$\frac{C_1}{C_0} = \exp\left(-\frac{bC_x}{v}x\right), \qquad (10.17)$$

где C_0 — концентрация взвеси в воде, поступающей в осветлитель; x — расстояние до рассматриваемого сечения.

Уравнение (10.17) учитывает влияние основных факторов на ход процесса обработки воды в слое взвешенного осадка, эффект которого зависит от физико-химических условий его протекания, т. е. интенсивности прилипания примесей к хлопьям взвешенного осадка b, толщины слоя взвешенного осадка x, скорости восходящего потока v и концентрации взвешенного осадка C_x. Из уравнения (10.17) можно заключить, что все теоретические кривые, характеризующие изменения относительной концентрации взвеси C_1/C_0 по толщине слоя взвешенного осадка x, соответствующие различным условиям протекания процесса, подобны и отличаются только масштабом оси абсцисс. При этом одинаковый эффект осветления воды достигается при равных значениях безразмерного комплекса

$$X = \frac{bxC_x}{v}. \qquad (10.18)$$

Если масштаб оси абсцисс изменить и вместо значений толщины слоя взвешенного осадка x отложить значения безразмерного комплекса X, то все теоретические кривые совместятся в одну, уравнение которой записывается в виде

$$\frac{C_1}{C_0} = \exp(-x). \qquad (10.19)$$

Комплекс X следует рассматривать как критерий подобия для технологических процессов осветления воды в слое взвешенного осадка, протекающих при однородном составе взвеси. Используя этот критерий, устанавливается единая обобщенная закономерность (10.19) для всего разнообразия технологических прецессов обработки воды разного состава в слое взвешенного осадка. В частном случае кондиционирования воды определенного качества при различных режимах обработки, т. е. при различных значениях скорости восходящего потока воды, критерием подобия может служить размерный комплекс

$$X' = \frac{X}{b} = \frac{xC_x}{v}, \qquad (10.20)$$

так как параметр b сохраняет постоянное значение. Подставляя (10.20) в (10.17), получим

$$\frac{C_1}{C_0}=\exp(-bX). \qquad (10.21)$$

Из уравнения (10.21) следует, что в этом случае равным значениям критерия X' отвечают одинаковые значения C_1/C_0.

Для неоднородной по физико-химическим свойствам взвеси и для произвольного поперечного сечения взвешенного осадка следует написать вместо одного уравнения (10.16) систему таких уравнений, в которой каждое относится только к одной определенной фракции частиц:

$$\left.\begin{aligned} \frac{dC_1}{C_1} &= -b_1\frac{C_x}{v}dx, \\ \frac{dC_2}{C_2} &= -b_2\frac{C_x}{v}dx, \\ &\dots\dots\dots\dots \\ &\dots\dots\dots\dots \\ \frac{dC_n}{C_n} &= -b_n\frac{C_x}{v}dx. \end{aligned}\right\} \qquad (10.22)$$

Индексами 1, 2, ..., n обозначены фракции взвеси. Соответственно C_1, $C_2 \dots C_n$ — мгновенные концентрации каждой фракции; b_1, $b_2 \dots b_n$ — значения параметров, характеризующих интенсивность прилипания частиц каждой фракции к хлопьям взвешенного осадка. Вводя новую независимую переменную $X'=\frac{C_x}{v}dx$, получим

$$dX'=\frac{C_x}{v}dx, \qquad (10.23)$$

и тогда система дифференциальных уравнений (10.22) представлена в следующем виде:

$$\left.\begin{aligned} \frac{dC_1}{C_1} &= -b_1dX', \\ \frac{dC_2}{C_2} &= -b_2dX', \\ &\dots\dots\dots \\ &\dots\dots\dots \\ \frac{dC_n}{C_n} &= -b_ndX'. \end{aligned}\right\} \qquad (10.24)$$

Решение этой системы приводит к уравнению

$$\frac{C_1}{C_0}=\delta_1\exp(-b_1X')+\delta_2\exp(-b_2X')+\dots+\delta_n\exp(-b_nX'); \qquad (10.25)$$

где δ_1, $\delta_2 \dots \delta_n$ — относительное содержание каждой фракции примесей в воде, поступающей в осветлитель; C_0 — их суммарная концентрация; C_1 — суммарная концентрация всех мелких частиц, изменяющаяся в процессе осветления.

Анализ уравнения (10.25) показывает, что при кондиционировании вод с однородной взвесью подобие процессов во взвешенном слое сохраняется только для различных режимов обработки воды одинакового качества. Равным значениям размерного комплекса (10.20) отвечает одинаковый эффект водообработки. Этот вывод имеет важное значение для расчета и проектирования осветлителей со взвешенным осадком, так как позволяет в каждом случае адекватно заданному эффекту осветления воды назначать расчетную скорость восходящего потока и толщину слоя взвешенного осадка с учетом физико-химических свойств исходной воды и взвеси. С этой целью в лабораторных условиях на модели осветлителя при определенном режиме его работы получают экспериментальную кривую зависимости $C_1/C_0=f(x)$, называемую кривой осветления. Затем по заданному эффекту осветления $p=C_1/C_0$ с помощью кривой определяют необходимую толщину слоя взвешенного осадка x_1, соответствующую этому эффекту осветления воды на модели. Перерасчет результатов, полученных на модели для проектирования натурного сооружения, в соответствии с выводами о подобии процессов производится по формуле

$$\left(\frac{C_x}{v}x\right)_{\text{н}}=\left(\frac{C_x}{v}x\right)_{\text{м}}=X'=\text{const}.$$

При этом концентрация взвешенного осадка C_x и скорость восходящего потока воды v, согласно теории стесненного осаждения, связаны друг с другом соотношением (10.14). Очевидно, размерный комплекс X' может рассматриваться как некоторая обобщенная характеристика качества обрабатываемой воды, учитывающая совокупное влияние физико-химических свойств примесей и воды на процесс прилипания взвеси к хлопьям взвешенного осадка. В условиях обработки различных вод в осветлителях необходимый эффект их кондиционирования достигается при различных значениях X'.

Для изучения процессов, протекающих в осветлителях производственного масштаба, а также для уточнения расчетных параметров, применяют метод моделирования аппаратов. Моделированием устанавливают связь между размерами сооружений, скоростью движения и эффектом обработки воды, параметрами контактной среды. Технологическое моделирование процесса производят на экспериментальной установке, представ-

ляющей собой вертикальную колонну диаметром 0,3 м и высотой 3 . . . 4 м. Модель оборудуется пробоотборниками для отбора взвешенного осадка и осветленной воды. По данным эксперимента строят кривую осветления и находят значение комплекса X', соответствующее заданному эффекту осветления воды. Пользуясь той же моделью, определяют физические характеристики взвешенного осадка: скорость свободного осаждения хлопьев — u и концентрацию твердого вещества в структуре хлопьев γ. Определив параметры X', u, γ, находят скорость восходящего потока воды в слое взвешенного осадка, соответствующую заданным геометрическим размерам осветлителя, или определяют геометрические размеры аппарата, соответствующие заданной скорости восходящего потока обрабатываемой воды. Величина скорости восходящего потока должна находиться между верхней и нижней границами возможного существования взвешенного слоя.

Технологическое моделирование процесса обработки воды в слое взвешенного осадка должно выполняться в характерные периоды времени года для учета влияния качества и количества обрабатываемой воды на работу осветлителя. При этом расчетная скорость восходящего потока должна назначаться по условиям работы осветлителя в наиболее неблагоприятный сезон года. Обычно таким периодом является спад паводка, когда вода содержит тонкодиспергированные, трудно коагулируемые примеси, или зимний период, характеризуемый высокой цветностью и низкими температурами исходной воды.

10.2. Типы осветлителей и область их применения

Отечественная практика эксплуатации осветлителей показала, что поддержание взвешенного слоя осадка на заданном уровне и обеспечение тем самым устойчивой работы аппарата возможно только при наличии *регулируемого непрерывного принудительного удаления избыточного осадка* из взвешенного слоя в осадкоуплотнитель. Поэтому в отечественной практике рекомендуется применять осветлители с принудительным отсосом осадка и расчетные параметры, приведенные в СНиПе относятся только к этому типу аппаратов.

Осветлители со слоем взвешенного осадка классифицируют: по способу удаления избытка осадка — с естественным отбором и с принудительным отсосом; по рабочему давлению — на напорные и открытые; по расположению осадкоуплотнителя — с вертикальным, поддонным (рис. 10.4) и выносным.

Основополагающими условиями надежной работы осветлителей является равномерное распределение обрабатываемой воды по площади зоны взвешенного осадка и равномерный сбор и отведение осветленной воды, а также рациональная организация непрерывного отвода избытка осадка в осадкоуплотнитель.

Опыт эксплуатации показал, что наличие распределительных дырчатых днищ в осветлителях приводит к нарушению нормальной работы аппаратов из-за завала осадком части площади дырчатых днищ. Только при осветлении маломутных цветных вод *осветлители с дырчатым дном типа ВНИИГС-2* работают устойчиво, без завала дырчатых днищ осадком.

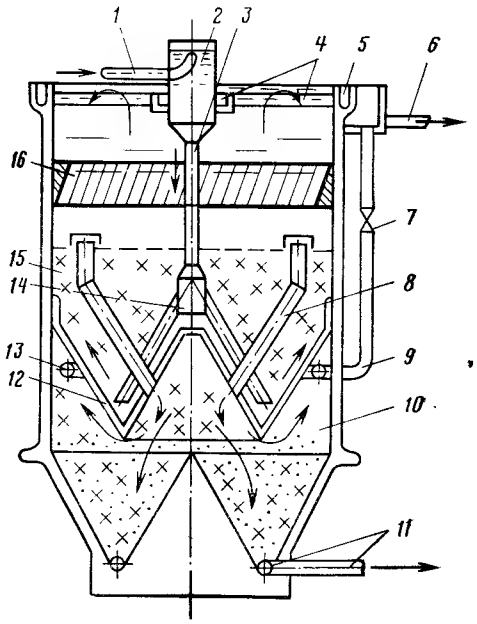


Рис. 10.4. Осветлитель с поддонным осадкоуплотнителем.
1, 6 — соответственно подача и отвод воды; *2* — воздухоотделитель; *3* — подающий стояк; *4* — радиальные желоба; *7* — задвижка, регулирующая отсос осадка; *5* — кольцевой периферийный сборный желоб; *10* — осадкоуплотнитель; *8* — осадкоотводные трубы или короба; *9* — отвод осветленной воды из осадкоуплотнителя; *13* — кольцевой перфорированный сборный трубопровод; *12* — герметичное «ложное дно»; *14* — распределительный цилиндр с перфорированными трубами; *15* — слой взвешенного осадка; *16* — тонкослойные модули; *11* — сброс осадка

При осветлении же мутных вод в современных конструкциях осветлителей дырчатые днища устранены, а нижняя их часть выполнена в виде наклонных, сходящихся книзу стенок (см. рис. 10.1). Прямоугольная форма осветлителя обуславливает простоту его компоновки в пределах водоочистного комплекса.

В схемах по очистке природных вод с *коридорными осветлителями* при маломутной и цветной воде процесс хлопьеобразования протекает малоэффективно. Для его интенсификации целесообразно нижнюю коническую часть осветлителей загружать гравием или щебнем (произвести пригрузку водораспреде-

лительных труб). В гравийном слое благодаря тесному контакту воды с хлопьями процесс хлопьеобразования протекает с образованием плотных и крупных хлопьев, обеспечивающих затем хороший эффект осветления воды. Пригрузку производят на высоту 70 см, крупность зерен гравия или щебня — 20 . . . 50 мм. Их механическая прочность и химическая стойкость должны соответствовать требованиям, предъявляемым к фильтрующей загрузке.

Применение *осветлителей со взвешенным осадком с гравийной пригрузкой распределительных труб* благодаря совершенствованию гидравлической характеристики сооружения и улучшения процесса формирования взвеси позволяет увеличить их производительность на 15 . . . 20% и сократить при этом расход коагулянта на 15 . . . 20%.

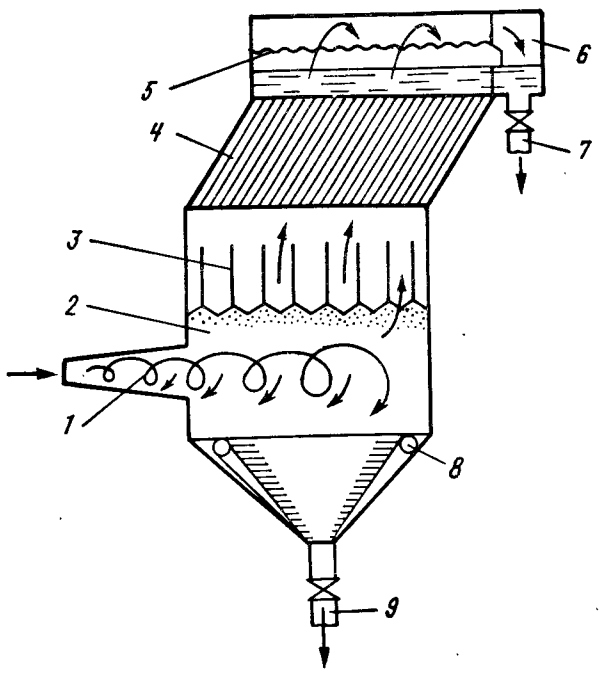


Рис. 10.5. Осветлитель АзНИИВП-2.
1, 7 — подача исходной и отвод осветленной воды; *2* — слой взвешенного осадка; *3* — успокоительная решетка; *4* — тонкослойные модули; *5* — желоб сбора осветленной воды; *6* — водосборный карман; *8* — гидравлическая система удаления осадка; *9* — сброс осадка.

С этой же целью в осветлители с вертикальными осадкоуплотнителями при обработке маломутных цветных вод вносят специальную контактную массу из зерен кварцевого песка или дробленого керамзита крупностью 0,1 ... 0,15 мм в количестве 10 . . . 12 кг на 1 м² площади взвешенного слоя. Во время работы зерна взвешенной контактной массы являются центрами коагуляции примесей воды, способствуя интенсификации ее обработки и позволяя увеличить производительность аппарата на 15 ... 20%.

На рис. 10.5 показан круглый в плане *ярусный осветлитель*, по принципу своего устройства близкий к ВНИИГС-2. На рис. 10.6 показан круглый в плане *напорный осветлитель с выносным осадкоуплотнителем*. Избыток осадка из взвешенного слоя удаляется принудительным отсосом через воронку. На установках небольшой производительности находят иногда применение осветлители с выносным осадкоуплотнителем.

На рис. 10.7 изображен *осветлитель большой производительности ЦНИИ-3 конструкции Е. Ф. Кургаева*, предназначенный для осветления мутных вод. В России внедрены такие осветлители производительностью до 9000 м³/сут с диаметром в верхней части 11 м и общей высотой около 9 м.

За рубежом осветление воды с использованием слоя взвешенного осадка в основном применяют в конструкциях осветлителей двух типов — в *пресипитаторах и акселераторах* (рис. 10.8).

Характерной особенностью большинства зарубежных осветлителей со слоем взвешенного осадка является наличие встроенного флокулятора (механической камеры реакции), ввод реагентов непосредственно в зону первичного хлопьеобразования, рециркуляция осадка, отсутствие принудительного отсоса избытка осадка. В некоторых конструкциях осветлителей в США обрабатываемая вода по их сечению распределяется вращающейся перфорированной трубчатой системой или соплами, приводящими ее во вращательное движение.

На рис. 10.9 показана схема *«суперпульсатора»*, сущность работы которого заключается в пульсирующей подаче осветленной воды (с помощью вакуумной камеры) под слой взвешенного осадка, что препятствует оседанию его на дно и образованию завалов. Взвешенный слой совершает возвратно-поступательное движение и может увеличиваться в объеме за счет примесей обрабатываемой воды и флокулянтов. Отличительной особенностью аппарата является размещение в слое взвешенного осадка под углом 60° тонкослойных модулей с отражателями на нижней стороне каждой полки, что способствует формированию медленного вихревого движения воды. Благодаря этому в «суперпульсаторе» сочетаются преимущества обработки воды

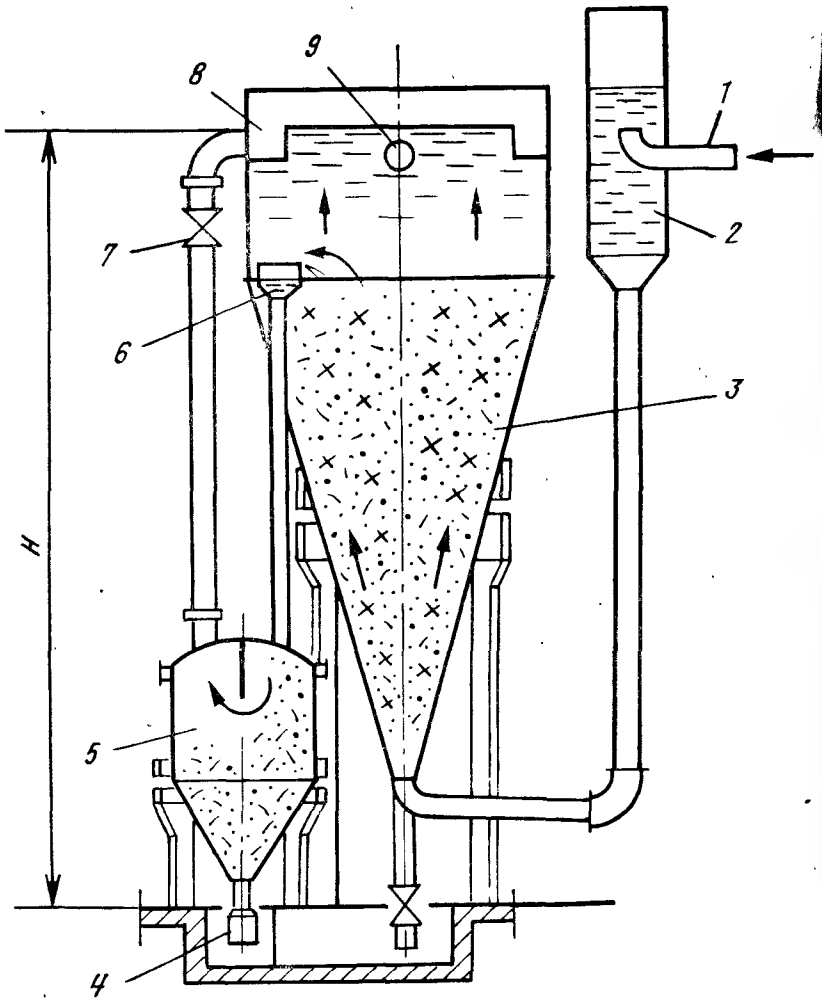


Рис. 10.6. Напорный осветлитель с выносным осадкоуплотнителем.
1, 9 — соответственно подача обрабатываемой и отвод осветленной воды; *2* — воздухоотделитель; *3* — зона коагуляции и хлопьеобразования; *6* — воронка для сбора и отвода избытка осадка; *8* — сбор осветленной воды; *7* — задвижка, регулирующая отвод осадка; *5* — осадкоуплотнитель; *4* — удаление осадка

в слое взвешенного осадка, его пульсация, обеспечивающая более интенсивное коагулирование воды и осаждение в тонком слое. Полки с отражателями, расположенные перпендикулярно илосборнику, дают возможность поддерживать вдвое большую

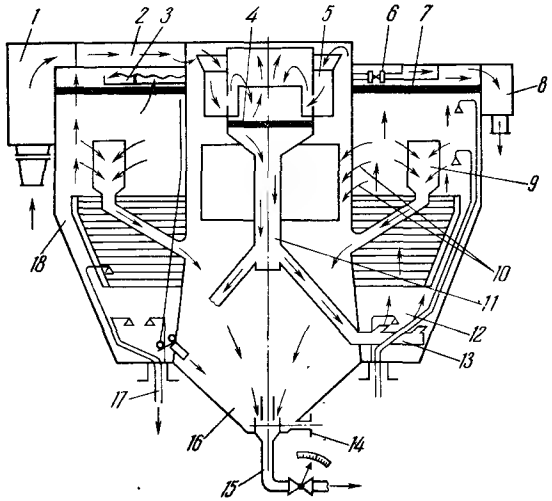


Рис. 10.7. Осветлитель ЦНИИ-3.
1, 2 — соответственно подводящий короб и лоток; *3* — желоб для сбора осветленной воды; *4* — предохранительная решетка; *5* — воздухоотделитель; *6* — отвод осветленной воды из осадкоуплотнителя; *7* — дренажная решетка; *8* — короб для отвода осветленной воды; *9* — осадкоотводящая труба; *10* — осадкоотводные окна; *11* — центральный распределительный стояк; *13* — водораспределительная труба с соплами; *14* — труба периодической продувки; *15* — труба непрерывной продувки; *16* — осадкоуплотнитель; *17* — слив; *12* — входная коническая зона осветления; *18* — выходная цилиндрическая зона

концентрацию осадка во взвешенном слое при тех же скоростях восходящего потока, чем обычно. Это обеспечивает стабильный эффект обработки воды при восходящей скорости до 3 . . . 4 мм/с.

Верхняя граница взвешенного слоя ограничена переливом в илосборник, где не действуют силы, вызывающие движение воды вверх, и где происходит осаждение осадка. Сбор и удаление осветленной воды осуществляется системой перфорированных труб, примыкающих к торцовому сборному лотку.

Большинство зарубежных конструкций осветлителей характеризуются большими площадями аппаратов в плане (до 1000 м^3 и более), отсутствием устройств для принудительного отсоса осадка из взвешенного слоя в осадкоуплотнитель, сложностью конструктивного оформления, определенными эксплуатационными трудностями.

Современные отечественные конструкции осветлителей значительно проще и надежнее по своему устройству и эксплуатации, а поэтому экономичнее при строительстве. Устройство систем принудительного отсоса осадка в отечественных конструкциях осветлителей обеспечивает их стабильную работу, а простая и рациональная конструкция аппаратов позволяет получить высокий эффект осветления воды при минимальных эксплуатационных затратах.

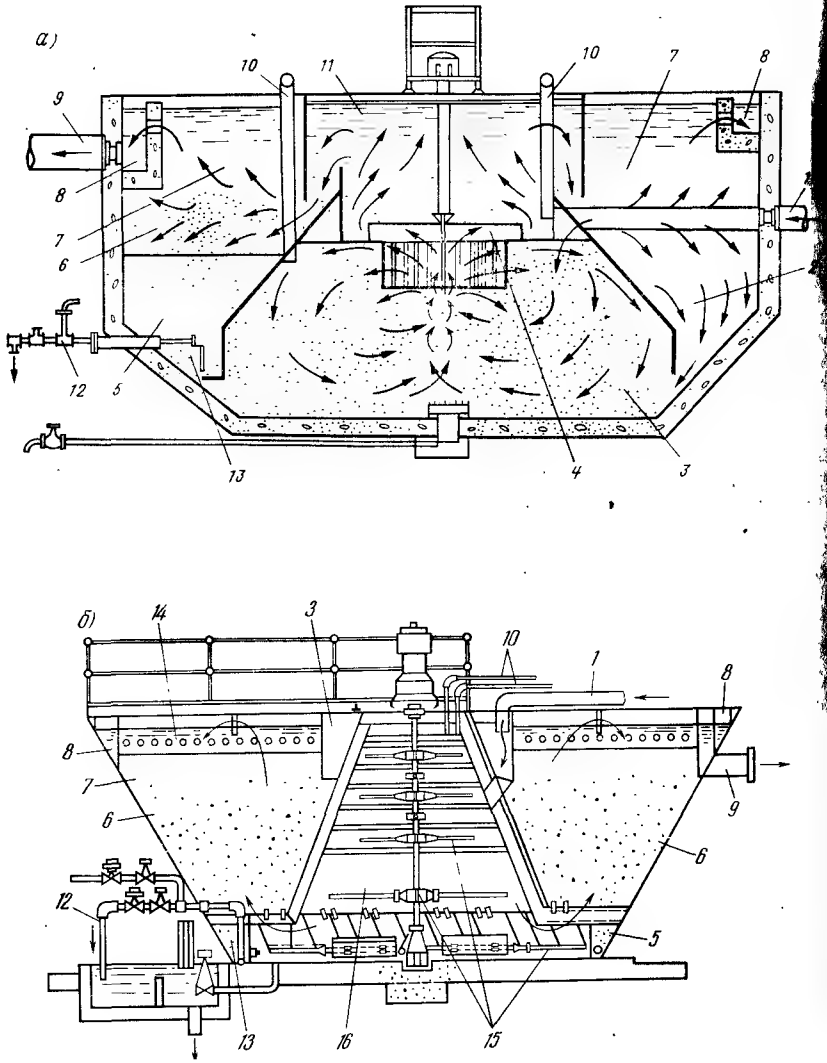


Рис. 10.8. Схема акселератора (*а*) и пресипитатора (*б*).

1, *9* — соответственно подача исходной и отвод осветленной воды; *2* — зона обратного потока; *3* — зона первичного коагулирования; *8* — кольцевой сборный желоб; *10* — система подачи реагентов; *6* — слой взвешенного осадка; *4* — турбина; *7* — зона осветления воды; *11* — зона вторичного коагулирования; *13* — приямок для осадка; *12* — зона смешения реагентов с водой; *5* — зона накопления и уплотнения осадка; *12* — сброс осадка; *14* — радиальные желоба; *15* — мешалка; *16* — флокулятор

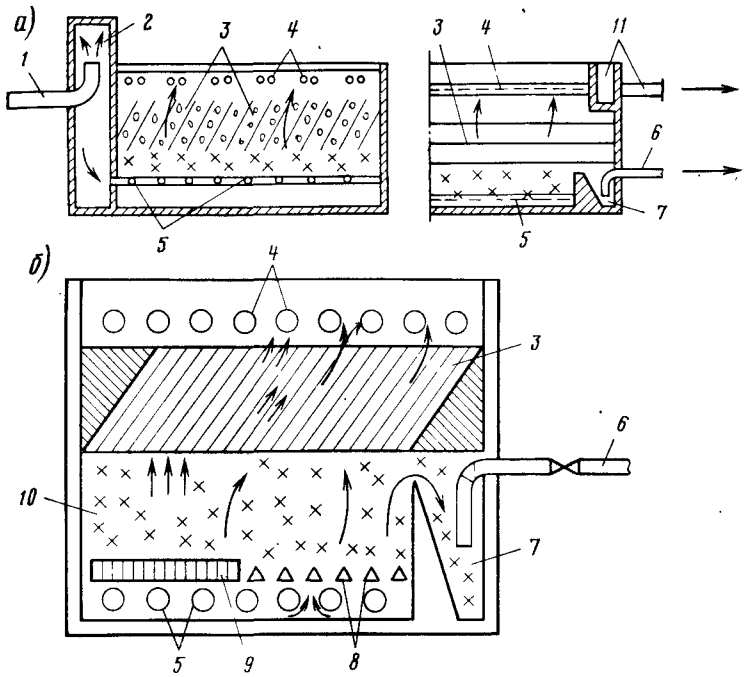


Рис. 10.9. Схема суперпульсатора с тонкослойными модулями и гасителями.

1 — подача воды; *2* — вакуумная камера; *3* — наклонные тонкослойные элементы; *4* — водосборные устройства; *5* — подающая распределительная система; *6* — сброс осадка; *7* — зона уплотнения; *8* — вариант с гасителями; *9* — вариант с вертикальными перегородками; *10* — зона взвешенного осадка; *11* — сбор и удаление осветленной воды

10.3 Расчет и проектирование осветлителей

Расчет и проектирование осветлителей производят с учетом годовых колебаний качества обрабатываемой воды, ориентируясь на два характерных периода: минимальной мутности при минимальном зимнем расходе воды и наибольшей мутности при наибольшем, ей соответствующем, летнем расходе воды. *Основными расчетными параметрами осветлителей являются скорость восходящего движения воды в зоне осветления* v, определяемая по результатам технологических исследований, и *коэффициент распределения воды между зоной осветления и зоной отделения осадка* k. При отсутствии данных эксперимента эти величины определяют по табл. 10.1.

Таблица 10.1

Мутность исходной воды, мг/л	k	v, мм/с	
		в зимний период	в летний период
50 ... 100	0,7 ... 0,8	0,5 ... 0,6	0,7 ... 0,8
101 ... 400	0,8 ... 0,7	0,6 ... 0,8	0,8 ... 1,0
401 ... 1000	0,7 ... 0,65	0,8 ... 1,0	1,0 ... 1,1
1001 ... 1500	0,64 ... 0,6	1,0 ... 1,2	1,1 ... 1,2

Примечание. Нижние пределы v принимают для хозяйственно-питьевых водопроводов.

Зная расчетный расход воды q, м³/ч, *площадь зоны осветления воды* определяют по формуле

$$A_{\text{ос}} = \frac{qk}{3{,}6v}; \qquad (10.26)$$

а площадь зоны отделения и уплотнения осадка находят из выражения

$$A_{\text{от.}} = \frac{q(1-k)}{3{,}6v}. \qquad (10.27)$$

При размещении в зонах осветления, отделения и уплотнения осадка тонкослойных модулей площадь зоны осветления определяют по удельным нагрузкам, отнесенным к площади зеркала воды, занятой тонкослойными блоками: для мутных вод — 4,6 ... 5,5, для вод средней мутности — 3,6 ... 4,5, для маломутных и цветных вод, обработанных коагулянтом — 3 ... 3,5 м³/(ч·м²).

Высоту слоя взвешенного осадка назначают 2 ... 2,5 м, потерю напора в нем определяют из расчета 1 ... 2 см на 1 м его высоты, а высоту зоны осветления 2 ... 2,5 м. Угол между наклонными стенками нижней части зоны взвешенного осадка принимают 60 ... 70°. Низ осадкоприемных окон или кромку осадкоотводящих труб располагают на 1 ... 1,5 м выше перехода наклонных стенок зоны взвешенного осадка в вертикальные. Высота стенок должна на 0,3 м превышать расчетный уровень воды в нем. Расстояние между сборными желобами с треугольными водосливами или перфорированными трубами в зоне осветления принимают не более 3 м. Для круглых в плане осветлителей диаметром до 4 м устраивают только периферийный желоб, а при большем диаметре добавляют радиальные: при диаметре аппарата 4 ... 6 м — 4 ... 6 радиальных желобов,

а при диаметре 6 ... 10 м — 6 ... 8 желобов. Высоту водосливов принимают 4 ... 6 см, а расстояние между их осями 10 ... 15 см при угле между кромками водослива 60°. Расчетная скорость движения воды в сборных желобах или трубах 0,5 ... 0,6 м/с.

Распределение обрабатываемой воды по площади осветлителя производят перфорированными трубами, размещаемыми на расстоянии не более 3 м в осях и рассчитываемыми по скорости движения воды 0,5...0,6 м/с. Суммарную площадь отверстий в них диаметром не менее 25 мм находят по скорости выхода воды 1,5...2 м/с, а расстояние между отверстиями, располагаемыми вниз под углом 45° по обе стороны трубы в шахматном порядке, принимают не более 0,5 м.

Объем зоны накопления и уплотнения осадка находят по формуле (8.26), продолжительность уплотнения принимают 2 ... 3 ч при наличии сгустителей и не менее 6 ч при их отсутствии. Угол между наклонными стенками осадкоуплотнителя принимают 70°. Сброс осадка из осадкоуплотнителя производят периодически перфорированными трубами диаметром не менее 150 мм не более чем за 15...20 мин. Расстояние между стенками соседних труб (каналов) принимают до 3 м. Скорость входа осадка в отверстия 0,5 м, назначают до 3 м/с, а скорость движения осадка в конце сбросной трубы не менее 1 м/с. Количество удаляемой с осадком воды определяют по СНиПу с учетом коэффициента разбавления осадка, равным 1,5.

Осадкоприемные окна рассчитывают по скорости движения воды с осадком 36...54 м/ч, а осадкоотводящие трубы 144... 216 м/ч.

Во избежание подсоса в осадкоуплотнитель осветленной воды и для направленного отведения осадка в осадкоуплотнитель осадкоприемные окна и трубы перекрывают козырьками (см. рис. 10.2 и 10.4). Сбор и отведение осветленной воды из осадкоуплотнителя производят затопленными перфорированными трубами, рассчитываемыми по скорости движения в них воды до 0,5 м/с, с отверстиями диаметром 15 ... 20 мм при скорости входа воды в них не менеее 1,5 м/с. Верх сборных дырчатых труб располагают не менеее, чем на 0,3 м ниже уровня воды в вертикальном осадкоуплотнителе и не менее, чем на 1,5 м выше верха осадкоприемных окон. Сборные перфорированные трубы для отвода осветленной воды из поддонных осадкоуплотнителей располагают под герметичным перекрытием. На сборных трубах при выходе их в сборный канал (карман) или при присоединении к отводному трубопроводу устанавливают дросселирующую задвижку, регулирующую величину отсоса избытка осадка из взвешенного слоя. Между низом сборной трубы

и уровнем воды в общем сборном канале осветлителя должен быть перепад не менее 0,4 м. При количестве осветлителей меньше шести необходимо предусматривать один резервный.

Нормальная работа осветлителя в значительной мере зависит от параметров взвешенного слоя: оптимальные значения объемной или массовой концентрации, гидравлической крупности. В целях сокращения расхода воды на сброс осадка необходимо поддерживать высокую степень его уплотнения.

II. ОБРАБОТКА ВОДЫ ФЛОТАЦИЕЙ

II.I. Принцип действия и теоретические основы работы флотационных установок

Флотация — метод отделения диспергированных и коллоидных примесей от воды, основанный на способности частиц прилипать к воздушным (газовым) пузырькам и переходить вместе с ними в пенный слой. Сущность этого процесса заключается в специфическом действии молекулярных сил, вызывающих слипание частиц примесей с пузырьками высокодиспергированного в воде газа (воздуха) и образованию на поверхности пенного слоя, содержащего извлеченные вещества. При сближении в воде газового пузырька с гидрофобной поверхностью частицы примеси разделяющий их тонкий слой становится неустойчивым и разрывается. Вследствие кратковременности контакта частицы и пузырька при их столкновении вероятность слияния определяется кинетикой образования краевого угла смачивания.

Очевидно, что для успеха протекания процесса масса флотируемых частиц не должна превышать силы их прилипания к газовым пузырькам и их подъемной силы. Оптимальная крупность извлекаемых примесей находится в пределах $10^{-5} \div 10^{3}$ м, дисперсность пузырьков газа — $15 \cdot 10^{-6} \div 30 \cdot 10^{-6}$ м, а поверхностное напряжение воды не должно превышать 0,06—0,065 н/м. С понижением поверхностного натяжения эффект очистки воды флотацией повышается в отличие от отстаивания и фильтрования.

Интенсификация процесса флотации достигается гидрофобизацией поверхности извлекаемых примесей реагентами, которые, избирательно сорбируясь на поверхности частиц, понижают их смачиваемость, что улучшает процесс слипания дисперсий и коллоидов с пузырьками газа. В водоподготовке в качестве гидрофобизирующих реагентов применяют обычные коагулянты и флокулянты. После флотационной обработки осадок отработанных гидроксидов занимает значительно меньший объем и влажность его ниже, чем осадка, образующегося в отстойниках.

Известно много способов насыщения воды пузырьками газа

(воздуха), среди которых по размерам диспергирования газа следует указать следующие: *флотация с выделением воздуха из воды* — напорные, эрлифтные и вакуумные установки; *флотация с механическим введением воздуха* — безнапорные (пенные), импеллерные и пневматические аппараты; *фротация с подачей воздуха через пористые материалы; электрофлотация.*

В пневматических установках насыщение воды воздухом осуществляют воздухом, выделяющимся из нее в результате понижения давления, в механических — турбиной насосного типа. *Пневматические установки могут быть напорными и вакуумными.*

Обработку воды флотацией рекомендуется применять при ее мутности до 150 мг/л и цветности до 200 град. Это позволяет уменьшить объем водоочистных сооружений вследствие ускорения в 3 . . . 5 раз, процесса выделения взвеси из воды, отказаться от микрофильтров, улучшить санитарное состояние очистных сооружений.

В последние годы в России и за рубежом для очистки поверхностных вод умеренной мутности с большим содержанием органических соединений или планктона применяют *напорную флотацию*, при которой выделение взвеси из воды производится с помощью пузырьков газа, получаемых из перенасыщенного водовоздушного раствора. Принцип этого метода заключается в том, что 8 . . . 10% исходной воды, в которой под давлением 0,6 . . . 0,8 МПа растворен воздух, распределяют в обрабатываемой воде, попадая в зону меньшего давления из насыщенной воздухом воды выделяются мельчайшие его пузырьки, необходимые для флотации легкой взвеси. Способ напорной флотации позволяет путем регулирования давления легко изменять количество растворенного воздуха и размер пузырьков, вводимых в обрабатываемую воду, в зависимости от состава взвеси в исходной воде. Флотация — это процесс, основанный на слиянии отдельных частиц примесей под действием молекулярных сил с пузырьками тонкодиспергированного в воде воздуха, всплывании образующихся при этом агрегатов и образовании на поверхности флотатора пены. Флотируемость частиц различной крупности зависит от размеров пузырьков воздуха, которые определяются поверхностным натяжением на границе вода — воздух. С понижением поверхностного натяжения эффективность очистки воды флотацией повышается в отличие от отстаивания и фильтрования. При предварительном коагулировании примесей воды эффект флотации повышается.

При напорной флотации время пребывания воды в напорном контактном резервуаре принимают до 2 мин, объем вводимого воздуха 0,9...1,2%, от объема обрабатываемой воды. Объем

флотатора рассчитывают на 20...60-е минутное пребывание воды, удельную нагрузку принимают 6...8 $м^3/(м^2 \cdot ч)$. При пневматическом диспергировании принимают до 7,0 $м^3/(м^2 \cdot ч)$.

Вид содержащихся в воде загрязнений определяет характер флотационной обработки: одним воздухом или воздухом в сочетании с различными реагентами и прежде всего коагулянтами. Использование коагулянтов позволяет значительно повысить эффективность флотационной очистки и удалять загрязнения, находящиеся в воде в виде стойких эмульсий и взвесей, а также в коллоидном состоянии. В практике *применяют две схемы флотационной очистки*, показанные на рис. 11.1. В первом случае (рис. 11.1, а), для насыщения воздухом *используют исходную неочищенную воду*, а во втором (рис. 11.1, б) — *воду, прошедшую очистку.* В отечественной практике рекомендуется второй вариант.

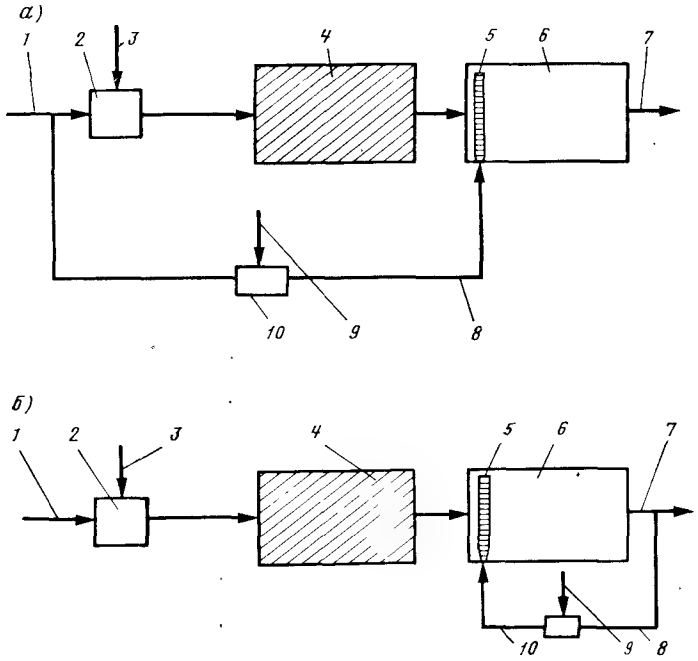


Рис. 11.1. Схемы напорной флотации при насыщении воздухом исходной (*а*) и очищенной (*б*) воды.

1, 7 — подача исходной и отвод очищенной воды; *2* — смеситель; *3* — подача реагентов; *4* — камера хлопьеобразования; *5* — распределительное устройство; *6* — флотатор; *8* — подача водовоздушной смеси; *9* — ввод воздуха; *10* — бак для растворения воздуха в воде

Недостатком первой схемы является то, что при использовании для насыщения воздухом неочищенной воды возможно засорение крупными примесями аппаратуры и распределительной системы. Во втором случае возможность засорения аппаратуры уменьшается, но необходимо увеличивать объем флотационной камеры на величину расхода воды, необходимого для приготовления водовоздушного раствора. Вторая схема, несмотря на некоторое удорожание, является более надежной.

При флотации в жидкости происходит ряд процессов: растворение и выделение воздуха, приклепление воздушных пузырьков к частицам взвеси и всплывание их на поверхность с образованием пены. Условия протекания этих процессов оказывают существенное влияние на эффект обработки воды. Важное значение имеют также условия и способы удаления пены. Поэтому интересно будет рассмотреть принцип действия и конструктивные особенности всех основных элементов схемы: узла подготовки водовоздушного раствора, устройств для выделения воздуха из водовоздушного раствора, флотационной камеры и устройств для сбора и отведения пены.

Закономерности растворение воздуха в воде и аппаратура для подготовки водовоздушной смеси. Воздух представляет собой смесь газов. Растворимость газов в воде подчиняется закону Генри, из которого следует, что при постоянной температуре растворимость каждого из компонентов газовой смеси в данной жидкости прямо пропорциональна его парциальному давлению над жидкостью и не зависит от общего давления газовой смеси и общего содержания других компонентов. Количество воздуха, которое может быть растворено в воде, зависит от давления, температуры, времени насыщения и способа их взаимодействия. Эта зависимость выражается уравнением

$$q = pB\,[1 - \exp(-kT)], \qquad (11.1)$$

где q — количество воздуха, растворенного в воде, мг/л; p — давление насыщения, Па; B — растворимость воздуха в воде, мг/л; k — константа скорости растворения, 1/мин; T — время насыщения, мин.

Давление оказывает влияние не только на количество воздуха, которое может быть растворено в воде, но и на размер выделяющихся затем пузырьков. По данным исследователей, это давление колеблется в широких пределах от $3 \cdot 10^5$ до $9 \cdot 10^5$ Па адекватно характеристике выделяемой взвеси.

В химической технологии для растворения газов в жидкостях широко используют емкостные аппараты, размеры которых зависят от продолжительности их контакта. Время контакта, в

свою очередь, связано со значением константы скорости растворения k. Так, при простом барботаже воды воздухом величина k=0,35 1/мин и время, необходимое для полного растворения, T=8...10 мин. При введении воздуха с помощью эжектора k=0,8...1,0 1/мин и время сокращается до T=3...4 мин. Существуют аппараты, в которых k=1,5 . . . 1,8 1/мин.

В условиях очистки природных вод (работа под давлением, наличие труднорастворимой смеси газов, большая производительность и др.) наиболее целесообразно применение насадочных абсорберов. Насадка подвешивается или опирается на решетку, в которой имеются отверстия для прохода газа и стока жидкости. Газ поступает в колонну снизу вверх противотоком по отношению к жидкости. Подаваемая на насадку жидкость равномерно распределяется по сечению аппарата с помощью распределительного устройства. Соприкосновение газа с жидкостью происходит в основном на смоченной поверхности насадки, по которой стекает орошающая жидкость. В качестве насадки применяют листовые, хордовые из досок, кольцевые керамические и кусковые материалы.

В напорных абсорберах применяют высокие давления, поэтому подачу воздуха в них осуществляют компрессорами. Следовательно, при подготовке водовоздушного раствора для флотационных установок очистки природных вод перспективным является применение абсорберов с насадкой и подачей воздуха в них компрессорами.

Условия введения и распределения водовоздушного раствора в обрабатываемой воде. Растворенный воздух выделяется из воды при понижении давления, что и используется в установках напорной флотации. Минимальный размер пузырьков воздуха, образующихся при понижении давления,

$$R_{\min} = 2\sigma_{\text{гж.}}/(p_1 - p_2), \qquad (11.2)$$

где $R_{\min}$ — минимальный радиус пузырьков воздуха, см; $\sigma_{\text{гж.}}$ — поверхностное натяжение на границе раздела газ — жидкость, Н·м; $p_1 - p_2$ — перепад давления, Па.

Из формулы (11.2) следует, что размер образующихся пузырьков тем меньше, чем меньше поверхностное натяжение на границе воздух — вода и чем больше пересыщеие воды воздухом или больше перепад давления при выпуске водовоздушного раствора в обрабатываемую воду. Поверхностное натяжение зависит от свойств очищаемой воды и наличия в ней поверхностно-активных веществ. Учитывая это, можно было бы предусмотреть введение дополнительных реагентов, уменьшающих поверхностное натяжение, однако это крайне нежелатель-

но. Более приемлемым является получение мелких пузырьков воздуха путем увеличения перепада давления, т. е. путем насыщения воды воздухом под повышенным давлением и последующим его резким понижением до атмосферного.

Исследования В. И. Классена, И. И. Демина показали, что возникновение пузырьков воздуха из перенасыщенного раствора происходит практически мгновенно. Для определения образующихся пузырьков можно воспользоваться формулой

$$N_т = 0{,}03\frac{K^3(C-C_1)^4}{\rho\lambda\sigma^3_{гж}}; \qquad (11.3)$$

где K — константа Генри. Па; C—C_1 — величина пересыщения водовоздушного раствора; Н/м²; ρ — плотность газа в пузырьках, Н/м³; λ — линейная скорость роста пузырьков, см/с.

Формула (11.3) показывает, что увеличение степени пересыщения воды воздухом способствует не только уменьшению размеров пузырьков воздуха, но также и выделению большего их количества. Изучение кинетики выделения воздуха из водовоздушного раствора показало, что при увеличении давления насыщения с $1{,}5\cdot10^5$ до $5{,}0\cdot10^5$ Па количество выделяющегося воздуха увеличивается с 21 до 100%.

По Л. И. Шмидту, количество пузырьков и их размеры зависят от скорости выхода водовоздушного раствора из отверстий распределительного устройства. Им рекомендуется определять количество выделяемых пузырьков воздуха в зависимости от скорости истечения по формуле

$$N = \frac{4\cdot10^{-5}(u')^{1,5}}{\nu^{1,5}d_0^{1,5}}\left[1-\left(\frac{u_{кр}}{u}\right)^{0,75}\right]^2; \qquad (11.4)$$

где $u_{кр}$ — критическое значение скорости, м/с; u' — среднеквадратичная величина компоненты турбулентной скорости пульсации, $u'=(0{,}15...0{,}20)\ u$; ν — кинематическая вязкость жидкости, м²/с; d_0 — размер отверстия, м; u — скорость истечения жидкости, м/с.

Существует критическое значение скорости $u_{кр}=7{,}0$ м/с. При $u_{кр}<7{,}0$ м/с пузырьки не образуются, а наибольшее количество пузырьков и их наименьшие размеры соответствуют скорости истечения 15...20 м/с и более. Эти значения скорости и принимают при конструировании установок.

Простейшим устройством для выделения пузырьков воздуха из водовоздушного раствора является перфорированный трубопровод, который позволяет вводить водовоздушный раствор в

обрабатываемую воду достаточно равномерно при большой ширине флотационной камеры.

Теоретические закономерности флотационного процесса и эффективность извлечения примесей из жидкости. Контактирование пузырьков воздуха и частиц примесей возможно двумя путями: при столкновении частиц с поверхностью пузырьков и при их образовании на частицах при выделении растворенных газов. Для напорной флотации при очистке природных вод процесс взаимодействия пузырьков при их столкновении с частицами примесей является основным и поэтому представляет практический и теоретический интерес. Прикрепление пузырьков к частице характеризуется *краевым углом смачивания* ε, образуемым поверхностью частицы и касательной к поверхности пузырька, величина которого определяется размерами частицы и пузырька, а также поверхностным натяжением *на границе раздела трех фаз: твердого тела (частицы), жидкости и воздуха.* Для системы, находящейся в равновесии, должны выполняться условия:

$$\sigma_{г.ж.}\cos\varepsilon + \sigma_{т.ж.} = \sigma_{т.г.}, \qquad (11.5)$$

$$\sigma_{г.ж.}\sin\varepsilon = F, \qquad (11.6)$$

где $\sigma_{г.ж.}$ — поверхностное натяжение на границе газа и жидкости, МН/м; $\sigma_{т.ж.}$ — поверхностное натяжение на границе твердого тела и жидкости, МН/м; $\sigma_{т.г.}$ — поверхностное натяжение на границе твердого тела и газа, МН/м; ε — краевой угол смачивания, град; F — сила, удерживающая пузырек на поверхности твердого тела, Н.

Величина свободной энергии флотационной системы до прилипания

$$E_1 = A_{гж}\sigma_{гж} + A_{тж}\sigma_{тж}, \qquad (11.7)$$

где $A_{гж}$, $A_{тж}$ — площадь поверхности раздела газа и жидкости, твердого тела и жидкости, м²;

Величина свободной энергии системы после прилипания

$$E_2 = (A_{гж}-1)\,\sigma_{гж} + \sigma_{тж} + (A_{тж}-1)\,\sigma_{тж}. \qquad (11.8)$$

Прилипание твердой частицы к пузырьку возможно, если

$$E_1 - E_2 > 0 \qquad (11.9)$$

или

$$E_1 - E_2 = \Delta E = \sigma_{гж} - \sigma_{тж} + \sigma_{тг} > 0. \qquad (11.10)$$

Учитывая формулу (11.5)

$$\Delta E = \sigma_{гж}(1 - \cos\varepsilon). \qquad (11.11)$$

При прилипании с учетом деформации пузырька

$$\Delta E' = \sigma_{гж}\left(\frac{A_{гж} - A'_{гж}}{A_{тг}} - \cos\varepsilon\right), \qquad (11.12)$$

где $A_{гж}'$ — поверхность границы раздела фаз, которая образуется после прилипания пузырька, м^2.

Приведенные уравнения показывают, что убыль свободной энергии флотационной системы тем выше, чем больше краевой угол смачивания (чем более гидрофобна поверхность), т. е. вероятность прилипания частицы к пузырьку увеличивается.

Слияние частиц и пузырьков газа при их столкновении определяется наличием условий, необходимых для нарушения барьерного действия гидратных слоев, находящихся между пузырьком и частицей, что требует затрат энергии. До соприкосновения гидратных оболочек, расположенных на поверхности частицы и пузырька, при приближении пузырька к твердой поверхности вода прослойки удаляется относительно легко. При контакте гидратных оболочек сопротивление воды при их удалении резко возрастает, а свободная энергия прослойки увеличивается. При достижении определенной толщины прослойка становится термодинамически неустойчивой и ее свободная энергия по мере утончения понижается. Дальнейшее слипание происходит самопроизвольно с большой скоростью. Пузырек скачком прилипает к поверхности частицы, образуя с ней определенную площадь контакта. Под пузырьком сохраняется тонкий молекулярный слой воды, который устойчиво связан с твердой поверхностью. Удаление воды с поверхности частицы приводит к значительному возрастанию свободной энергии, что связано с затратой большого количества внешней энергии.

При движении жидкости через флотационную камеру возникают силы, стремящиеся оторвать твердые частицы от пузырьков воздуха: силы трения, силы тяжести, силы инерции. Для успешного протекания процесса флотации необходимо, чтобы твердые частицы и пузырьки воздуха прочно прикреплялись друг к другу. Сила прилипания действует по периметру площади контакта и равна

$$F_{пр} = \pi d \sigma_{гж} \sin\varepsilon, \qquad (11.13)$$

где d — диаметр площади контакта, м;

Гидростатическая сила подъема пузырька в жидкости

$$F_{под.} = \rho g V, \qquad (11.14)$$

где V — объем пузырька газа; м^3; g — ускорение свободного падения, м/с^2; ρ — плотность жидкости, кг/м^3.

Давление внутри пузырька воздуха больше гидростатического давления в жидкости, окружающей пузырек, вследствие капиллярного давления. Разница давлений в жидкости и газе у основания пузырька равна $(2\cdot\sigma_{тж}/R) - \rho g h$, *где* h — высота пузырька, м. При этом пузырек воздуха имеет круглую форму, так как у основания пузырька давление возрастает на величину гидростатического давления $\rho\cdot g\cdot h$. Перепад давлений внутри пузырька и вне его приводит к появлению добавочной силы отрыва:

$$F_{отр.} = \frac{\pi d^2}{4}\left(\frac{2\sigma_{гж}}{R} - \rho g h\right). \qquad (11.15)$$

При равновесии системы

$$F_{пр} = F_{отр.} \qquad (11.16)$$

или

$$\pi d \sigma_{гж} \sin\varepsilon = \frac{\pi d^2}{4}\left(\frac{2\sigma_{гж}}{R} - \rho g h\right). \qquad (11.17)$$

Из уравнения (11.17) видно, что прочность прилипания частицы к пузырьку тем больше, чем более гидрофобна поверхность (или чем больше краевой угол смачивания ε). Следовательно, для достижения высокого эффекта обработки воды перед флотацией необходимо проводить тщательную подготовку примесей (гидрофобизацию).

Для создания условий успешного проведения флотационной обработки воды проводят коагулирование ее примесей, что приводит к образованию хлопьев, которые в зависимости от исходного состава природной воды могут иметь различную крупность. Оптимальный вариант, когда размеры хлопьев соизмеримы с размерами пузырьков воздуха, вводимых в обрабатываемую воду и устойчиво в ней существующих.

Процесс напорной флотации природных вод следует рассматривать с момента начала движения пузырьков воздуха после их выделения из водовоздушного раствора. Его первым этапом является приближение и прикрепление пузырьков воздуха к хлопьям скоагулированных примесей. Для предотвращения разрушения хлопьев скорость подхода $v_п$ пузырьков воздуха к ним должна быть не более скорости движения обрабатывае-

мой воды. Скоростью подхода можно считать скорость подъема пузырьков после их образования. Для нахождения этой скорости можно воспользоваться выражением

$$v_п = \frac{gr^2(\rho_г - \rho_ж)}{\eta}, \qquad (11.18)$$

где g — ускорение свободного падения, м/с²; r — радиус пузырька, м; $\rho_г$, $\rho_ж$ — плотность газа и воды, Н/м³; η — вязкость воды, Па·с.

Практика показывает, что исходя из условий сохранения хлопьев скоагулированных примесей размер пузырьков воздуха должен быть в пределах 20 . . . 80 мкм.

Л. И. Шмидтом предложено уравнение для определения эффекта осветления воды флотацией. При выводе уравнения им были сделаны допущения: закрепление пузырьков воздуха происходит только в результате столкновения с частицами примесей, пузырьки образуются в объеме жидкости за очень короткий промежуток времени с постоянной по всему объему плотностью, во время подъема пузырьков частицы не перемешиваются. Число частиц в элементарном слое жидкости толщиной dh, находящихся на расстоянии h_0 от дна камеры, в момент времени T, равно $A \cdot k_1(T;\ h_0)dh$, где A — площадь камеры; $k_1(T;\ h_0)$ — количество незакрепившихся на пузырьке частиц в 1 см³. Уменьшение частиц за время T

$$Adk_1(T;\ h_0)\,dh = -Ak_1(T;\ h_0)\,dh\alpha Nvd T; \qquad (11.19)$$

где α — вероятность закрепления пузырьков на частице при подъеме его на 1 см; N — количество пузырьков, образующихся в 1 см³ жидкости, шт; v — скорость подъема агрегатов взвеси и пузырьков, м/с.

Интегрируя уравнение (11.19), получим

$$k_1(T;\ h_0) = k_0 \exp(-\alpha vTN); \qquad (11.20)$$

где k_0 — количество частиц загрязнений в 1 см³ исходной воды. Учитывая, что $v \cdot T = h_0$, получим

$$k(T;\ h) = k_0 \exp(-\alpha h_0 N). \qquad (11.21)$$

Общее число частиц, оставшихся во флотационной камере,

$$k_{общ.} = A\int_0^{H_0} k_0 \exp(-\alpha h_0 N)\,dh_0 = \frac{k_0 A}{\alpha N}[1 - \exp(-\alpha H_0 N)], \qquad (11.22)$$

где H_0 — общая высота флотационной камеры, м.

Тогда степень очистки воды может быть выражена как

$$Э = \frac{k_0 H_0 A - k_{общ}}{k_0 H_0 A} = 1 - \frac{1}{\alpha H_0 N}[1 - \exp(\alpha N H_0)]. \qquad (11.23)$$

Анализируя уравнение (11.23), можно заключить, что использование его для расчета флотационных установок затруднительно, так как оно не учитывает всего множества факторов, влияющих на процесс очистки воды. Кроме того, в уравнение входят такие величины, как количество выделившихся пузырьков N и вероятность их закрепления на частице α, определение которых весьма сложно. Поэтому на практике для расчета флотационных установок используют две величины: удельную нагрузку на 1 м² площади и время пребывания воды во флотационной камере. Эти величины определяют предварительными технологическими исследованиями. Наряду с этим за расчетный параметр можно принимать величину скорости выделения загрязнений из воды, определяемую экспериментально, например, по методике, предложенной Л. И. Шмидтом, согласно которой флотационное осветление воды проводят в статических условиях во флотационной колонне из оргстекла. Колонну заполняют исходной водой и вводят порцию мелких пузырьков воздуха. Через некоторое время после начала флотационного процесса в нижней части колонны видна четкая граница между осветленной и исходной водой, которая перемещается вверх. Скорость перемещения границы замеряется в нескольких сечениях по высоте колонны и определяется ее средняя величина, по которой производят расчет флотационной камеры. Для различных вод величина скорости подъема загрязнений варьируется в пределах 2 ... 12 мм/с.

Флотацией можно извлекать из воды нефтепродукты, масла и другие эмульгированные жидкие вещества, радиоактивные соединения, ионы многих растворенных в воде веществ.

11.2. Конструкция флотаторов и их расчет

В состав флотационных установок входят флотационные камеры, совмещенные с камерами хлопьеобразования, узлы подготовки и распределения водовоздушного раствора, устройства для удаления и отвода пены. Флотационные камеры-флотаторы могут быть разнообразных форм (круглые или прямоугольные в плане) и конструкций с горизонтальным и радиальным направлением движения воды.

Наиболее широко используют *флотаторы с горизонтальным движением воды*. Они могут иметь в плане квадратную и пря-

моугольную формы. Длина камеры назначается в пределах 3...9 м, ширина до 6 м, отношение ширины к длине — в пределах 2/3 ... 1/3. Глубина слоя воды во флотаторе должна быть 1,5...2,5 м. *Прямоугольные флотаторы* чаще всего бывают вытянуты в плане по ходу движения воды (рис. 11.2), однако на некоторых установках для очистки природных и сточных вод флотаторы вытянуты в плане в направлении, перпендикулярном движению воды. Последний вид флотаторов имеет некоторые преимущества: короче путь движения потока воды, более просто удаление пены с поверхности воды. Но в этом случае возникают трудности с равномерным распределением водовоздушного раствора в объеме обрабатываемой воды. Чтобы добиться равномерности распределения, используют коллектор с большим количеством ответвлений, на которых устанавливают регулировочные краны. Управление этими кранами производят с помощью штоков, выведенных над поверхностью воды в камере. Для улучшения использования всего объема флотатора в некоторых случаях устанавливают продольные перегородки.

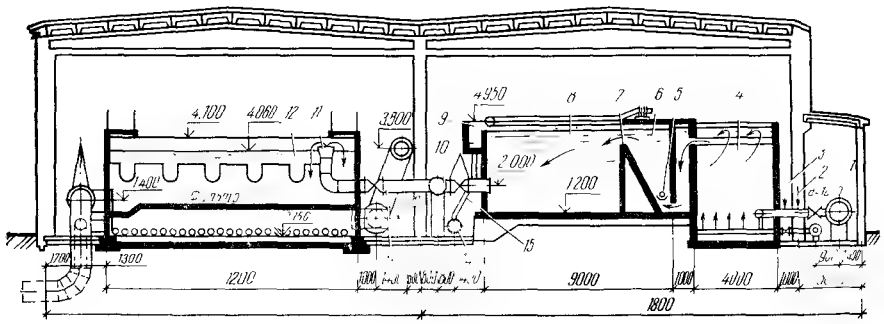


Рис. 11.2. Флотатор с горизонтальным движением воды состыкованный с камерой хлопьеобразования зашламленного типа.

1, 10 — подача исходной и отвод осветленной воды; *2, 3* — ввод реагентов; *4* — камера хлопьеобразования; *5* — распределительная система; *6* — зона смешения; *7* — распределительная перегородка; *8* — флотационная камера; *9* — желоб для сбора пены; *11* — передача воды на фильтр; *12* — скорый фильтр; *13* — подача промывной воды; *14* — водосток; *15* — сброс пены.

Во входной части прямоугольной флотационной камеры устанавливают под углом 60...70° к горизонтали в сторону движения воды струенаправляющую перегородку. Днище флотационной камеры устраивают с уклоном 0,01 к трубопроводу для опорожнения.

Скорость ввода обрабатываемой воды во флотатор не должна превышать скорости ее выхода из камеры хлопьеобразования, поэтому скорость движения обрабатываемой воды над струенаправляющей перегородкой назначают 0,016...0,02 м/с.

Равномерное распределение водовоздушной смеси в объеме обрабатываемой воды и формирование мелких воздушных пузырьков достигаются устройством перфорированного трубопровода и размещенного под ним на расстоянии 8...10 см кожуха из материала, стойкого к кислородной коррозии. Распределительную трубу располагают на расстоянии 0,25...0,35 м от дна во входной части флотатора в отсеке, образованном торцовой стенкой аппарата и струенаправляющей перегородкой. Скорость выхода водовоздушной смеси из отверстий распределителя принимают 20...25 м/с, диаметр отверстий 5...8 мм. Отверстия следует располагать равномерно по нижней образующей трубы линейно.

Отвод осветленной воды из флотатора должен производиться равномерно из нижней части камеры с помощью подвесной стенки, направляющей поток к отводу воды из аппарата, либо с помощью отводящей системы из перфорированных труб. Скорость движения воды под подвесной стенкой или в отверстиях водосборной системы принимают 0,9...1,2 м/с.

Время флотационного осветления воды для *флотатора с радиальным движением воды,* изображенного на рис. 11.3, составляет 10...12 мин. Для насыщения воды воздухом используют 10% воды, прошедшей очистку. Расход воздуха составляет 0,6...0,75% от расхода воды. Во флотаторах круглой формы узел сбора и удаления пены проще, однако системы для распределения водовоздушного раствора и обрабатываемой воды сложнее. При строительстве новых очистных сооружений предпочтение следует отдавать *флотаторам с горизонтальным движением воды прямоугольной формы в плане, совмещенным с камерами хлопьеобразования* (рис. 11.4), с целью предотвращения разрушения хлопьев, сформированных в процессе коагуляции взвеси в воде.

Образование флотационной пены на поверхности воды и способы ее удаления. Пена образуется на поверхности воды в результате всплывания пузырьков воздуха, несущих на себе удаляемые из воды примеси. При флотации природных вод образующаяся пена должна быть достаточно прочной и не допускать обратного попадания загрязнений в воду. Кроме того, пена должна обладать определенной подвижностью при перемещении ее к сбросным устройствам. Устойчивость и подвижность пены зависит от свойств и количества реагентов и загрязнений, вносимых в пенный слой. Стабилизации пены способствует наличие

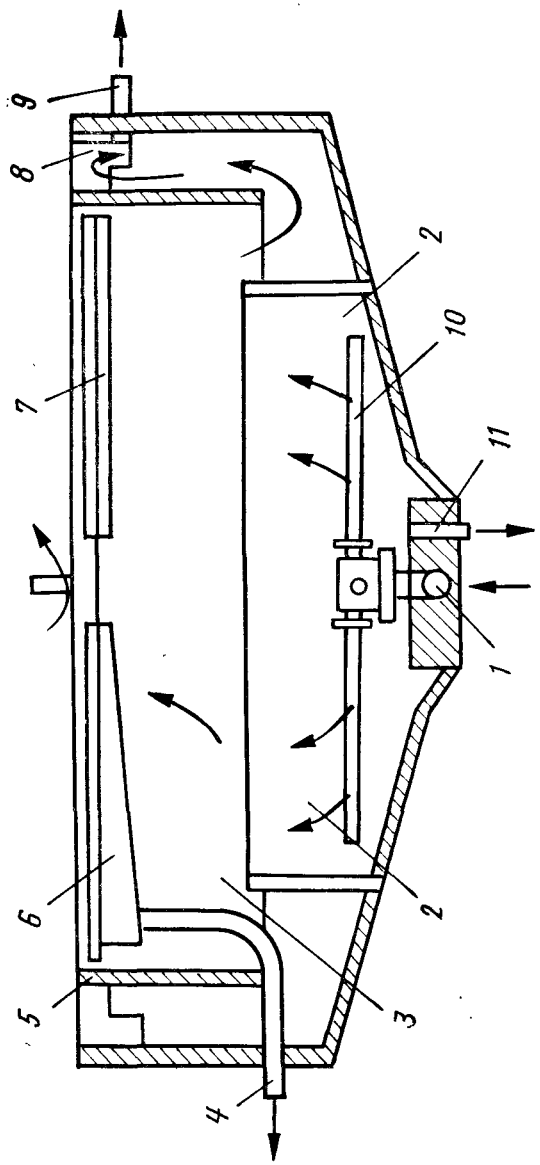


Рис. 11.3. Флотатор с радиальным движением воды.
1, 9 — подача исходной и отвод осветленной воды; *2* — камера хлопьеобразования; *3* — флотационная камера; *7* — скребковое устройство для удаления пены; *6* — лоток для сбора пены; *4* — удаление пены; *5* — кольцевая перегородка; *8* — кольцевой водосборный лоток; *10* — вращающийся водораспределитель; *11* — отвод осадка

в воде хлопьев коагулянта, мелких частиц взвеси и поверхностно-активных веществ.

При флотационной обработке природных вод образуются *пленочно-структурные пены,* которые содержат большое количество воды, особенно в нижних слоях. Это связано с тем, что в пенном слое проходят процессы флокуляции пузырьков и загрязнений. При этом образуются крупные агрегаты, которые объединяются между собой, а находящаяся между ними вода стекает вниз, уменьшая тем самым влажность пены. С точки зрения возможности гидравлической транспортировки пены на дальнейшую обработку влажность ее рекомендуется принимать не менее 94%.

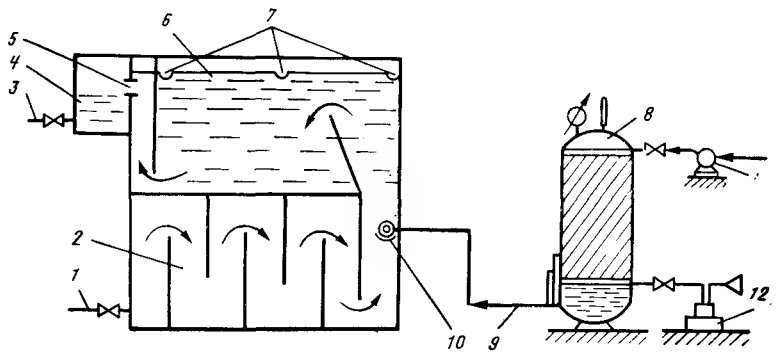


Рис. 11.4. Флотатор совмещенный с перегородчатой камерой хлопьеобразования.
1, 3 — подача исходной и отвод обработанной воды; *2* — камера хлопьеобразования; *4* — сборный карман; *5* — окна для отвода обработанной воды; *6, 7* — лотки для сбора и отвода пены; *8* — напорный резервуар; *9* — подача водовоздушной смеси; *10* — отражатель; *11* — насос; *12* — компрессор

Удаление пены из флотатора производят либо кратковременным подъемом уровня воды с отводом ее через подвесные лотки, расположенные равномерно по площади камеры, либо с помощью скребковых механизмов, перемещающих пену к сборным лоткам. Потери воды при сбросе пены подъемом уровня воды принимают 1 ... 1,5% от расхода обрабатываемой воды. При удалении пены скребковыми механизмами скорость движения скребков в прямоугольных камерах принимают до 0,02 м/с, в круглых — окружную скорость 0,015 ... 0,02 м/с, при частоте вращения 6 ... 10 $с^{-1}$. Днища лотков выполняют с уклоном 0,025 в сторону отвода пены. Верхние кромки лотков

располагают на одной общей отметке на 10 ... 15 мм выше уровня воды во флотаторе.

В зарубежной практике наибольшее распространение получили скребки-транспортеры, которые применяют для удаления очень вязких пен. Во флотаторах, имеющих в плане круглую форму, применяют вращающиеся скребки (см. рис. 11.3). На установках флотационного осветления используют даже *лопастные пеносъемники,* которые устанавливают у сливной кромки пеносборного желоба. Кроме того, применяют отдельные скребки, установленные горизонтально во флотационной камере на подвижных тележках. При перемещении тележки по ходу движения воды скребок удаляет пену, при обратном ходе тележки скребок поднимается над поверхностью воды.

В установках *электрофлотации* обрабатываемая вода движется в межэлектродном пространстве, при этом на поверхности электродов (нерастворимых или растворимых) образуются пузырьки водорода или кислорода, которые флотируют примеси воды. При применении растворимых электродов параллельно с электрофлотацией идет процесс электрокоагуляции, что повышает эффект очистки воды.

12. ФИЛЬТРОВАНИЕ ВОДЫ

12.1. Сущность процесса, классификация фильтров по принципу действия

В подавляющем большинстве технологических схем водоподготовки завершающим процессом является фильтрование, в ходе которого из воды извлекаются не только дисперсии, но и коллоиды. В этом состоит отличие метода фильтрования от всех методов предварительной очистки воды.

Сущность метода заключается в фильтровании обрабатываемой воды, содержащей примеси, через фильтрующий материал, проницаемый для жидкости и непроницаемый для твердых частиц. При этом процесс сопровождается значительными затратами энергии. Однако, допускать большие потери напора в технике водоочистки можно лишь при обработке небольших количеств воды. Это определяет место фильтровальных сооружений в технологической схеме, т. е. в большинстве случаев фильтрование является завершающим этапом обработки воды и производится после ее предварительного осветления в отстойниках, флотаторах или осветлителях.

При пропуске воды через слой зернистого материала в зависимости от заряда и соотношения размеров примесей воды и зерен фильтрующей загрузки может происходить *три вида фильтрования:* 1) задержание примесей на поверхности фильтрующего слоя *(пленочное фильтрование)* описываемое формулой Хазена $\delta = 0{,}01\ (v \cdot d_э)^{0,5}$, где δ — диаметр наименьших задерживаемых частиц, мм; $d_э$ — эффективный диаметр зерен загрузки, мм; v — скорость фильтрования до 10 м/ч; 2) задержание примесей в порах фильтрующего слоя *(объемное фильтрование);* 3) *одновременное образование* примесями *пленки* и их *отложение в порах загрузки.* В большинстве случаев на современных фильтрах пленка не образуется и примеси вместе с водой проникают в толщу фильтрующего слоя, при этом глубина проникновения загрязнений в толщу загрузки тем больше, чем больше скорость фильтрования, крупнее зерна фильтрующего слоя и чем меньше размеры частиц взвеси, извлекаемых из во-

ды (рис. 12.1). *Пленочное фильтрование* лежит в основе работы *медленных фильтров*. Это процесс чисто механического извлечения из воды диспергированных примесей. В основе *объемного фильтрования* лежит предварительное коагулирование примесей воды с целью уменьшения или ликвидации их заряда. Так как при обычных значениях pH исходной воды поверхность зерен фильтрующего материала и частицы примесей воды несут отрицательный заряд, взвесь в порах фильтрующего слоя задерживается плохо. Следовательно, в основе объемного фильтрования лежат *процессы адгезии* скоагулированных примесей на поверхности зерен фильтрующего слоя и *суффозии*, т. е. отрыва ранее прилипших частиц и переноса их гидродинамическими силами потока в нижние слои загрузки.

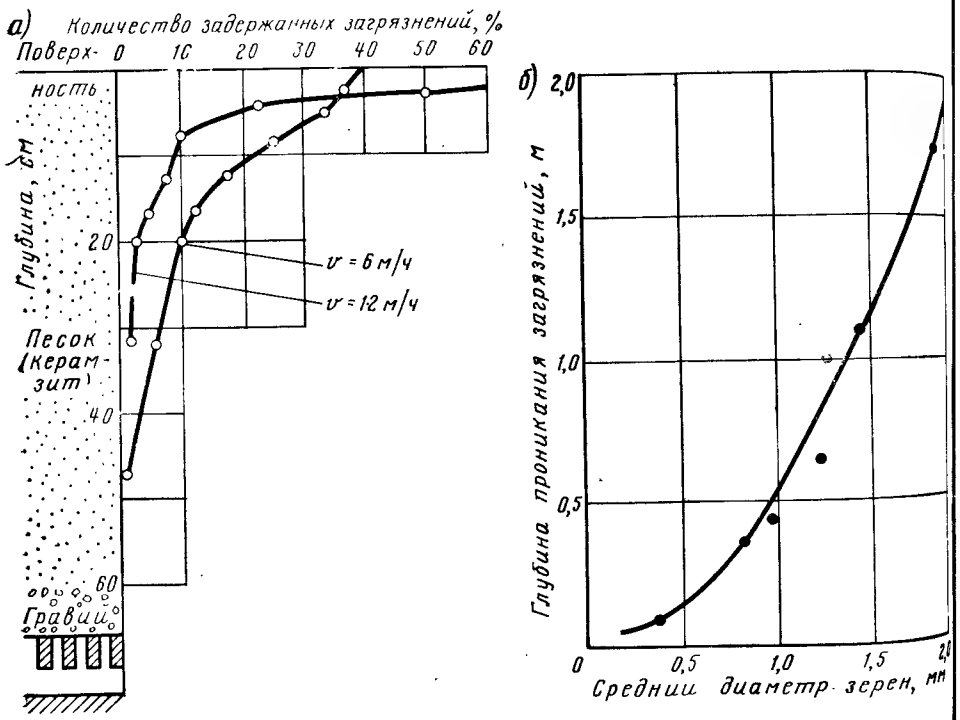


Рис. 12.1. Влияние скорости фильтрования (*а*) и крупности зерен (*б*) на глубину проникания извлекаемых примесей в толщу фильтрующей загрузки

Водоочистные сооружения, на которых осуществляется процесс фильтрования, называют *фильтрами*. *Фильтры по виду фильтрующей среды делят на тканевые или сетчатые, каркасные или намывные* (диатомовые), *зернистые* (песчаные, керамзитовые и др.). Из вышеперечисленных трех групп фильтров наиболее значительной является последняя. Фильтры этой группы в технике водоснабжения применяют наиболее широко. *Фильтры с зернистой загрузкой можно классифицировать* по ряду основных признаков: 1) *по скорости фильтрования* — медленные (0,1 ... 0,3 м/ч), скорые (5 ... 12 м/ч) и сверхскоростные (36 ... 100 м/ч); 2) *по давлению, под которым они работают*, — открытые (или безнапорные) и напорные, 3) *по направлению фильтрующего потока* — однопоточные (обычные скорые фильтры), двухпоточные (фильтры АКХ, ДДФ), многопоточные; 4) *по крупности фильтрующего материала* — мелко-, средне- и крупнозернистые; 5) *по количеству фильтрующих слоев* — одно-, двух- и многослойные.

Устройство открытого скорого фильтра площадью до 30 м² показано на рис. 12.2. Прошедшая предочистку вода поступает в боковой карман, а из него — в резервуар фильтра. Высота слоя воды над поверхностью загрузки должна быть не менее 2 м. В процессе фильтрования вода проходит фильтрующий и поддерживающий слои, а затем поступает в распределительную систему и далее в резервуар чистой воды. Максимальная потеря напора в фильтрующей загрузке допускается 3 ... 3,5 м. Во время промывки фильтра промывная вода подается в распределительную систему и далее снизу вверх в фильтрующий слой, который она расширяет (взвешивает). Дойдя до верхней кромки промывных желобов, промывная вода вместе с вымытыми ею из фильтрующего материала загрязнениями переливается в желоба, а из них в боковой карман и отводится на сооружения оборота промывной воды.

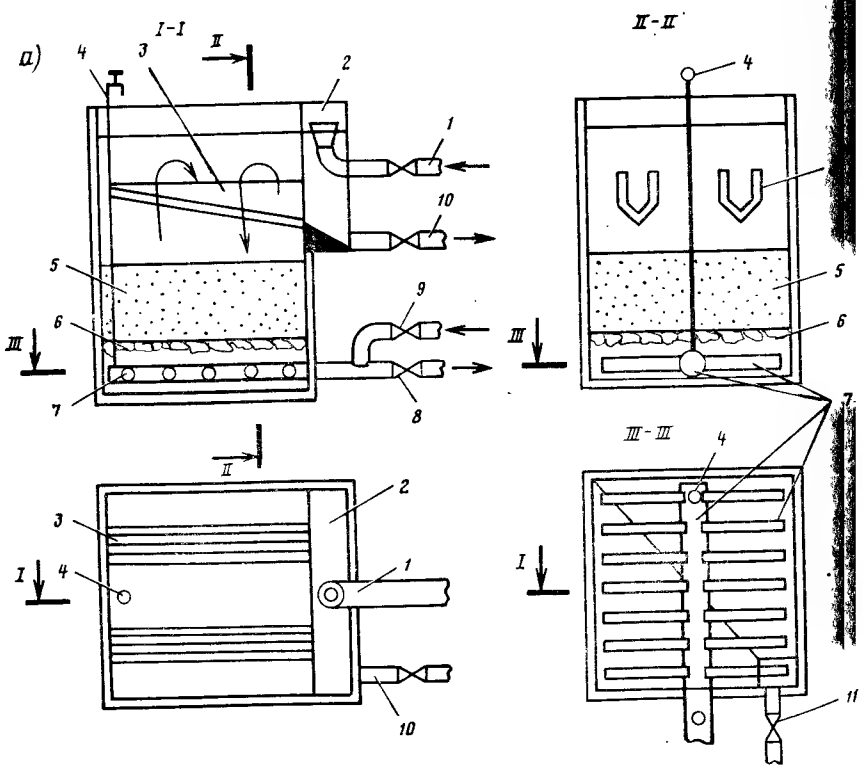
Расчетную скорость фильтрования $v = 6 \ldots 10$ м/ч, толщину слоя однослойной фильтрующей загрузки $h = 0{,}7 \ldots 2{,}0$ м, продолжительность 5 ... 7 мин и интенсивность промывки $w = 12 \ldots 18$ л/(с · м²) принимают в соответствии со СНиПом в зависимости от крупности зерен фильтрующей загрузки 0,5 ... 2,0 мм.

Фильтрующий слой выполняют из отсортированного зернистого материала, удовлетворяющего санитарным требованиям и обладающего достаточной химической стойкостью и механической прочностью (кварцевый песок, дробленый антрацит, горелые породы, керамзит, керамическая крошка, доменные шлаки, дробленый мрамор, полимеры и др.).

Поддерживающий слой из гравия или щебня высотой 0,45 ... 0,55 м с крупностью зерен 2 ... 40 мм, на котором лежит фильт-

рующая загрузка, укладывают для того, чтобы мелкий фильтрующий материал не вымывался из фильтрующего слоя и не уносился вместе с фильтруемой водой через отверстия распределительной системы. Недостатком поддерживающих слоев является возможность их смещения при промывке, что нарушает их горизонтальность и в конечном счете нарушает работу фильтра.

Распределительная (дренажная) система является важным элементом фильтра. Она должна собирать и отводить профильтрованную воду без выноса зерен фильтрующего материала и при промывке равномерно распределять промывную воду по площади фильтра. В настоящее время повсеместно применяют распределительные системы большого сопротивления. Равномерность распределения промывной воды по площади в таких системах достигается вследствие большого сопротивления движению воды через проходные отверстия.



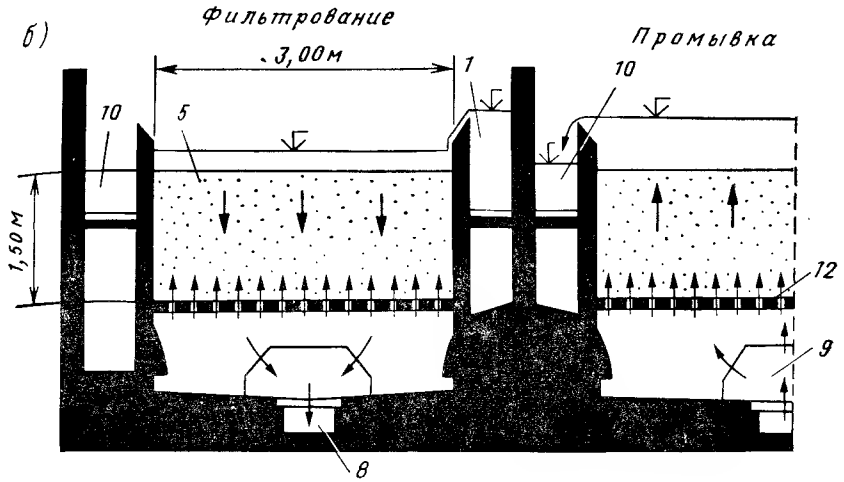


Рис. 12.2. Схема открытого (безнапорного) скорого фильтра с боковым карманом (*а*) и боковым отводом промывной воды (*б*).

7 — распределительная система: магистральная труба (или канал) и перфорированные ответвления; *6* — поддерживающий слой гравия (щебня); *5* — фильтрующая загрузка (кварцевый песок, керамзит, шунгизит и др.); *3* — водосборные желоба; *4* — воздушник; *2* — боковой карман; *1, 8* — подача исходной воды и отвод фильтрата; *9, 10* — подача и отвод промывной воды; *11* — водосток; *12* — колпачковая распределительная (дренажная) система

Промывка скорых фильтров производится обратным током профильтрованной воды путем ее подачи под напором в поддонное пространство или в дренажную трубчатую систему. Промывная вода, проходя со скоростью, в 7 ... 10 раз большей, чем скорость фильтрования, через фильтрующую загрузку снизу вверх, поднимает и взвешивает ее. Зерна расширившегося песка, хаотично двигаясь, соударяются друг с другом, при этом налипшие на них загрязнения оттираются и попадают в промывную воду, которая собирается и удаляется сборными желобами, расположенными над поверхностью фильтрующей загрузки, в водосток. Желоба располагают на такой высоте $H_ж$, чтобы в них попадали только вымытые из песка загрязнения, но не песок.

12.2. Теоретические основы очистки воды фильтрованием через зернистые материалы

Из известных теорий процесса очистки воды фильтрованием наибольшее признание получила теория Д. М. Минца, которая экспериментально подтверждена и внедрена. На основе этой теории разработана *методика технологического анализа процес-*

са фильтрования, позволяющая определять параметры процесса и использовать их для оптимизации режима работы фильтровальных сооружений.

Согласно теории Д. М. Минца, при движении воды, содержащей взвешенные частицы, через зернистую загрузку фильтровальных аппаратов последние задерживаются загрузкой и вода осветляется. Одновременно в толще загрузки накапливаются загрязнения, вследствие чего уменьшается свободный объем пор, увеличивается гидравлическое сопротивление загрузки. Возрастание гидравлического сопротивления приводит к росту потери напора в загрузке.

Извлечение примесей из воды и их закрепление на зернах фильтрующей загрузки происходит под действием сил адгезии. Осадок, накапливающийся в загрузке из задержанных примесей, имеет весьма непрочную структуру. Под влиянием гидродинамических сил потока эта структура разрушается и некоторая часть ранее прилипших частиц отрывается от зерен загрузки в виде мелких хлопьев и переносится в последующие слои загрузки (суффозия), где вновь задерживается в поровых каналах. Следовательно, *осветление воды в зернистой загрузке* следует рассматривать как суммарный *результат* двух противоположных процессов: процесса *адгезии* и процесса *суффозии.* Осветление воды в каждом элементарном слое загрузки происходит до тех пор, пока интенсивность прилипания частиц превышает интенсивность их отрыва. По мере накопления осадка интенсивность отрыва частиц увеличивается. Кинетика прилипания и отрыва частиц определяет ход процесса осветления воды по толщине слоя фильтрующей загрузки и во времени (рис. 12.3, где показаны кривые изменения концентрации взвеси в воде по высоте загрузки). Каждая кривая относится к определенному моменту времени. Кривая 1 характерна для начального периода процесса после того, как первые порции фильтруемой воды пройдут через слой загрузки, а кривая 4 — предельному насыщению загрузки осадком. Кривая 1 показывает, как изменяется концентрация взвеси в воде по высоте загрузки толщиной x_0 только под действием сил прилипания.

По мере накопления осадка в загрузке явление отрыва ранее прилипших частиц начинает проявляться все более заметно. Характер кривых изменяется (рис. 12.3, кривые 2, 3, 4). Они показывают, что роль слоев загрузки, расположенных вблизи от поверхности, в осветлении воды уменьшается. После продолжительной работы фильтра насыщение этих слоев осадком становится предельным и они перестают осветлять воду. На графике (рис. 12.3, кривая 4) отмечена толщина участка загрузки $x_{нас}$, которая находится в состоянии предельного насыщения к

этому времени работы аппарата. По мере насыщения верхних слоев загрузки возрастает роль ниже расположенных, а толщина загрузки, необходимая для извлечения из воды взвеси, увеличивается. Затем наступает такой момент, когда вся толщина загрузки недостаточна для обеспечения необходимой степени осветления воды и концентрация взвеси на выходе из загрузки начинает возрастать (рис. 12.3, кривая 4). *Время, в течение*

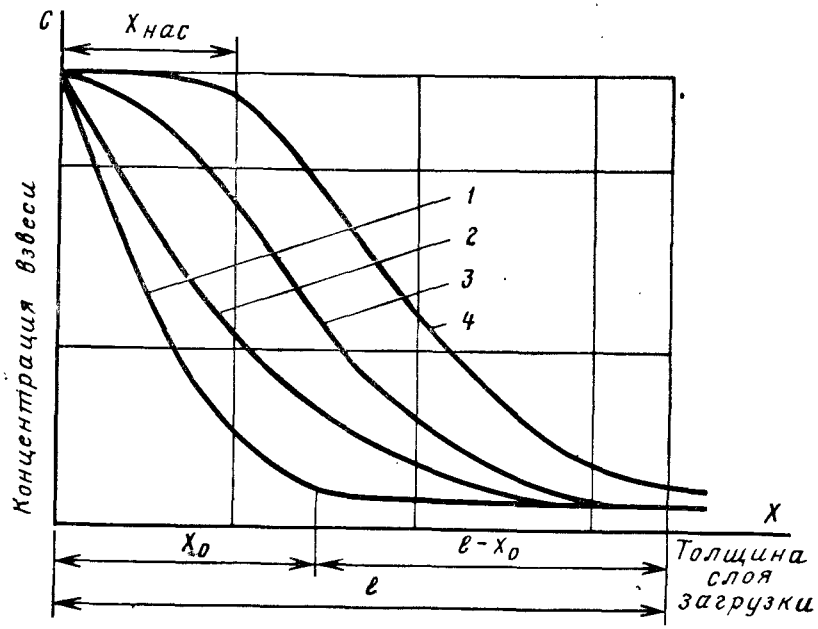


Рис. 12.3. Кинетика осветления воды фильтрованием через зернистую загрузку

которого загрузка способна осветлять воду до требуемой степени, называется временем защитного действия загрузки. До достижения этого времени на выходе из загрузки получают воду надлежащего качества. По истечении времени защитного действия качество фильтрата начинает быстро ухудшаться (рис. 12.4).

Одной из основных задач изучения закономерностей процесса осветления воды фильтрованием является нахождение времени защитного действия загрузки. Выделим в модели фильтра элементарный слой загрузки толщиной Δx на расстоянии x от ее поверхности (рис. 12.5). К верхнему сечению слоя площадью,

равной единице, подходит вода с массовой концентрацией частиц C_1, а через нижнее сечение она выходит из слоя с концентрацией C_2. Уменьшение концентрации частиц в элементарном слое составляет

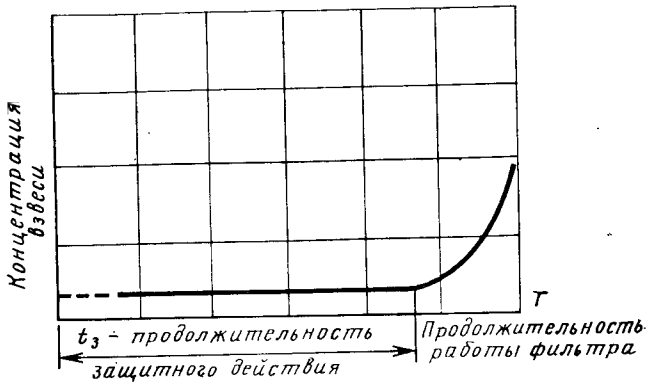


Рис. 12.4. Кинетика осветления воды во времени

$$\Delta C = -(C_2 - C_1) = \frac{\partial C}{\partial x}\Delta x. \qquad (12.1)$$

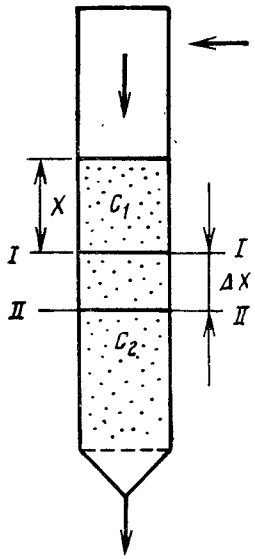


Рис. 12.5. Фильтровальная колонна

Производная $\partial C/\partial x$ есть градиент концентрации, т. е. изменение ее на единицу толщины слоя. Градиент концентрации выражен частной производной, так как концентрация частиц в каждом сечении зависит от двух переменных: x — расстояния от поверхности слоя и t — продолжительности фильтрования. Знак минус в уравнении (12.1) указывает на уменьшение концентрации с увеличением расстояния x от поверхности слоя. Эффект осветления воды рассматриваем как результат двух противоположных явлений — изъятия частиц из воды вследствие их прилипания к зернам загрузки и отрыва ранее прилипших частиц под влиянием гидродинамического воздействия потока. Тогда снижение концентрации частиц на участке Δx может быть выражено равенством

$$\Delta C = \Delta C_1 - \Delta C_2, \qquad (12.2)$$

где ΔC_1 — уменьшение концентрации частиц за счет их прилипания; ΔC_2 — увеличение концентрации за счет отрыва частиц.

Снижение концентрации частиц за счет их прилипания может быть принято пропорциональным средней концентрации частиц в объеме выделенного слоя C и оно пропорционально толщине слоя Δx

$$\Delta C_1 = bC\Delta x, \qquad (12.3)$$

где b — параметр фильтрования, определяющий интенсивность прилипания частиц и зависящий от условий фильтрования.

Рост концентрации за счет отрыва ранее прилипших частиц может быть принят пропорционально количеству накопившегося к данному моменту времени осадка $\rho \cdot \Delta x$. Кроме того, обратно пропорционален количеству воды, проходящей через слой за единицу времени:

$$\Delta C_2 = a\rho\Delta x/v, \qquad (12.4)$$

где ρ — плотность насыщения загрузки осадком, т. е. массовое количество осадка, накопившееся к данному моменту времени в единице объема элементарного слоя загрузки; a — параметр фильтрования, определяющий интенсивность отрыва частиц и зависящий от условий фильтрования; v — скорость фильтрования.

Подставив значения ΔC, ΔC_1 и ΔC_2 в равенство (12.2), получим

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = bC - a\rho/v. \qquad (12.5)$$

Уравнение (12.5) является основным уравнением, отражающим специфику процесса фильтрования суспензий через зернистую загрузку. В уравнение (12.5) входят две зависимые переменные величины C и ρ, поэтому одного этого уравнения недостаточно для описания процесса.

Вторым, дополняющим его уравнением является уравнение баланса вещества. Через поперечное сечение выделенного слоя с единичной площадью за единицу времени проходит объем воды, равный скорости фильтрования. Следовательно, массовое количество вещества задерживаемого слоем, равно

$$\Delta Q = v\Delta C = -v\frac{\partial C}{\partial x}\Delta x. \qquad (12.6)$$

Извлекаемые слоем из воды частицы образуют осадок на зернах слоя, накапливающийся в ходе процесса. Количество от-

ложений в слое толщиной Δx составляет $\rho \cdot \Delta x$, а скорость накопления отложений в слое или количество вещества, накапливающегося в нем за единицу времени t, равно

$$\Delta Q = \frac{\partial \rho}{\partial t} \Delta x. \qquad (12.7)$$

Приравнивая выражения (12.6) и (12.7), получим

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = -v \frac{\partial C}{\partial x}. \qquad (12.8)$$

Дифференциальное уравнение (12.8) является уравнением баланса веществ. Оно показывает, что количество вещества, извлеченного слоем Δx из воды за единицу времени, равно количеству накопившегося в этом слое вещества за тот же промежуток времени.

Дифференцируя уравнение (12.5) по времени и учитывая уравнение баланса (12.8), получим

$$\frac{\partial^2 C}{\partial x \partial t} + a \frac{\partial C}{\partial x} + b \frac{\partial C}{\partial t} = 0. \qquad (12.9)$$

Это уравнение в дифференциальной форме описывает кинетику процесса осветления при фильтровании суспензий. Аналогично уравнению (12.9) получим дифференциальное уравнение для плотности насыщения

$$\frac{\partial^2 \rho}{\partial x \partial t} + a \frac{\partial \rho}{\partial x} + b \frac{\partial \rho}{\partial t} = 0, \qquad (12.10)$$

описывающее в дифференциальной форме процесс изменения плотности насыщения фильтрующей загрузки осадком по ее высоте с течением времени. Выражения (12.9) и (12.10) интегрируются, но решение получается в виде бесконечного ряда и его трудно использовать для практических расчетов, которые упрощаются, если воспользоваться критериями подобия для процесса осветления, получаемыми из анализа дифференциального уравнения (12.9). С этой целью преобразуем уравнение (12.9), введя безразмерное отношение мгновенной концентрации к начальной концентрации частиц в воде, поступающей на фильтр: $y = C/C_0$. Тогда

$$\frac{\partial C}{\partial t} = C \frac{\partial y}{\partial t}; \quad \frac{\partial C}{\partial x} = C_0 \frac{\partial y}{\partial x};$$

$$\frac{\partial^2 C}{\partial x \partial t} = C_0 \frac{\partial^2 y}{\partial x \partial t}.$$

Подставляя эти значения в уравнение (12.9) и сокращая постоянный множитель C_0, получим

$$\frac{\partial^2 y}{\partial x \partial t} + a \frac{\partial y}{\partial x} + b \frac{\partial y}{\partial t} = 0. \qquad (12.11)$$

Введем теперь новые независимые безразмерные переменные

$$X = bx, \; T = at \qquad (12.12)$$

и выразим все частные производные через эти новые переменные:

$$\frac{\partial y}{\partial x} = b \frac{\partial y}{\partial X}; \quad \frac{\partial y}{\partial t} = a \frac{\partial y}{\partial T}; \quad \frac{\partial^2 y}{\partial x \partial t} = ab \frac{\partial^2 y}{\partial X \partial T}.$$

Подставляя эти значения в уравнение (12.11) и сокращая постоянные множители a и b, получим

$$\frac{\partial^2 y}{\partial X \partial T} + \frac{\partial y}{\partial X} + \frac{\partial y}{\partial T} = 0. \qquad (12.13)$$

В уравнение (12.13) в отличие от исходного уравнения (12.9) непосредственно не входят параметры фильтрования a и b, которые характеризуют формы протекания процесса. Следовательно, оно является общим для всего многообразия условий протекания процесса фильтрования.

Безразмерные переменные X и T устанавливают подобие протекания процесса осветления при разных условиях и являются критериями подобия. Изменение концентрации взвеси в воде при ее движении через зернистый слой определяется только значением этих критериев, т. е.

$$C/C_0 = f(X, T). \qquad (12.14)$$

Для процессов, протекающих подобно, масштабные множители обычно определяют методами теории размерностей.

На рис. 12.6 приведена обобщенная кривая $C/C_0 = f_1(X')$ при $T' = \text{const}$, которая дает одновременно представление о влиянии на ход процесса толщины фильтрующего слоя, скорости фильтрования и размера зерен загрузки. Она показывает, что качество фильтрата зависит от перечисленных факторов лишь на определенном участке значений X. При достаточно больших значениях X изменение этих факторов практически не оказывает влияния на качество фильтрата. Поэтому для получения устойчивого эффекта осветления воды фильтровальные аппараты должны работать в области достаточно больших значений X. При этом условии увеличение скорости фильтрования в определенных пределах не вызовет ухудшения качества фильтрата.

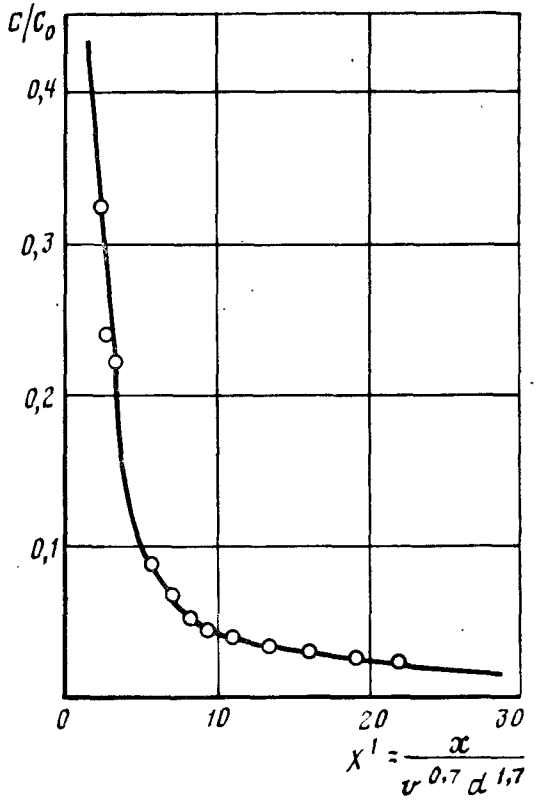


Рис. 12.6. Обобщенный график $C/C_0=f_1(X')$

На рис. 12.7 показана обобщенная кривая $C/C_0=f_2(T')$ при $X'=\text{const}$. Как видно из совмещенного графика, необходимый эффект осветления сохраняется на определенном интервале значений T. Используя теорию размерностей, значения критериев X и T находим из выражений $X'=x/(v^{0,7}d^{1,7})$

$$T'=vt/d. \qquad (12.15)$$

Из уравнения (12.14) можно заключить, что при $C/C_0=\text{const}$ между критериями X и T должна существовать однозначная зависимость. Экспериментальные данные показывают, что такая зависимость действительно существует и выражается прямой линией

$$X'=kT'+X_0', \qquad (12.16)$$

Тангенс угла наклона прямой линии k и отрезок, отсекаемый на оси ординат X_0', являются параметрами фильтрования, значения которых при определенном заданном значении C/C_0 зависят от физико-химических свойств воды и взвеси. Их определяют экспериментально. Зависимость (12.16) имеет важное практическое значение, так как она устанавливает связь между временем защитного действия загрузки, толщиной ее слоя, размером ее зерен и скоростью фильтрования.

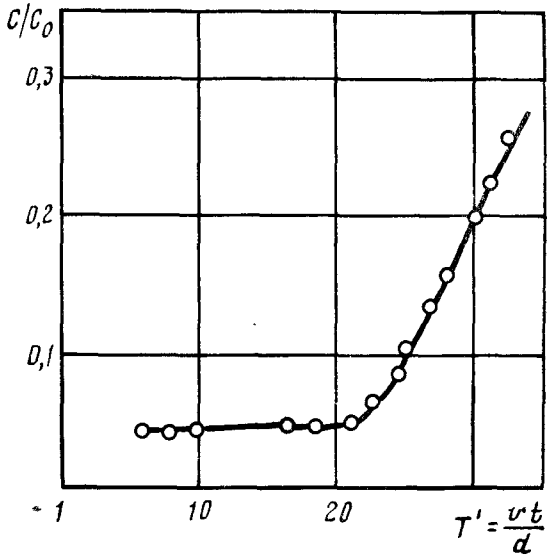


Рис. 12.7. Обобщенный график $C/C_0=f_2(T')$

Подставляя значения X' и T' из (12.15) в выражение (12.16), получим

$$t_з=\frac{1}{k}\left(\frac{x}{v^{1,7}d^{0,7}}-\frac{X_0'd}{v}\right) \qquad (12.17)$$

или

$$t_з=\frac{1}{k}\,\frac{b}{a}\left(x-\frac{X_0}{b}\right), \qquad (12.18)$$

где $t_з$ — продолжительность защитного действия зернистой загрузки; x — толщина слоя загрузки; k и X_0 — константы, зна-

чения которых зависят только от требуемого эффекта осветления C/C_0 (принимаются по номограммам Д. М. Минца); b — параметр, характеризующий интенсивность прилипания; a/b — параметр, характеризующий скорость проникновения взвеси в глубь загрузки.

Из выражения (12.17) следует, что время защитного действия загрузки возрастает с увеличением толщины ее слоя и уменьшается с ростом скорости фильтрования и размера зерен загрузки. Уравнение (12.18) связывает время защитного действия загрузки с параметрами кинетики процесса фильтрования a/b и b. Опыт свидетельствует, что в неоднородных загрузках фильтровальных аппаратов время защитного действия зависит от эквивалентного диаметра зерен, значение которого и должно учитываться при расчетах по формулам (12.17) и (12.18).

Осадок, образующийся в зернистой загрузке при фильтровании воды, изменяет поперечное сечение и форму поровых каналов, т. е. геометрическую структуру пористой среды. Из теории фильтрования однородных жидкостей известно, что геометрическая структура пористой среды оказывает существенное влияние на ее гидравлическое сопротивление. Поэтому при накоплении осадка гидравлическое сопротивление зернистого слоя изменяется и потери напора в нем растут. Для установления основных закономерностей прироста потери напора необходим учет характера изменения геометрической структуры зернистого слоя при накоплении в нем осадка.

Геометрическую структуру зернистого слоя характеризуют его пористостью и суммарной поверхностью стенок поровых каналов в единице объема слоя. Эти величины входят в выражение для гидравлического уклона. Они изменяются при накоплении осадка в слое. При фильтровании воды через зернистый слой гидравлический уклон (потери напора на единицу длины) равен

$$i = 5{,}2 \cdot 10^3 \eta v \frac{a_1^2}{n^3}; \qquad (12.19)$$

где η — вязкость воды; v — скорость фильтрования; a_1 — суммарная поверхность стенок поровых каналов в единице объема слоя; n — пористость слоя.

Обозначим гидравлический уклон, поверхность поровых каналов и пористость слоя в начальный момент фильтрования через i_0; a_0 и n_0, а в момент времени t — i, a, n и подставим в выражение (12.19), получим

$$i_0 = 5{,}2 \cdot 10^3 \eta v \frac{a_0^2}{n_0^3}. \qquad (12.20)$$

Сопоставляя отношение (12.19) и (12.20), получим

$$\frac{i}{i_0} = \left(\frac{a}{a_0}\right)^2 \left(\frac{n_0}{n}\right)^2. \qquad (12.21)$$

По мере заиления загрузки ее пористость уменьшается. Что же касается характеристики поверхности поровых каналов, омываемой потоком, то здесь наблюдаются две противоположные тенденции. С одной стороны, зерна фильтрующего слоя постепенно обрастают адсорбированными частицами взвеси и укрупняются в объеме, что приводит к увеличению поверхности, омываемой потоком. С другой стороны, отложения на каждом зерне, разрастаясь, соединяются между собой. На отдельных участках порового пространства, в которых ранее происходило движение воды, образуется «мертвая зона», где движение воды отсутствует. Это приводит к уменьшению поверхности, омываемой потоком жидкости. В среднем отношение может быть принято равным единице. Тогда допустимо в первом приближении пренебречь изменением поверхности и выражение (12.21) трансформировать в

$$i = i_0 \left(\frac{n_0}{n}\right)^3. \qquad (12.22)$$

Обозначим объем осадка, накопившегося в единице объема загрузки, через Δn (удельный объем осадка). Учитывая, что

$$n = n_0 - \Delta n, \qquad (12.23)$$

формулу (12.22) можно переписать в виде

$$i = i_0 \left(\frac{n_0}{n_0 - \Delta n}\right)^3, \qquad (12.24)$$

или

$$i = i_0 \left(\frac{1}{1 - V}\right)^3, \qquad (12.25)$$

где $V = \Delta n / n_0$ — объем осевшей массы частиц в единице объема порового пространства.

Обозначив массовую концентрацию частиц в единице объема осадка через γ, получим

$$\Delta n = \frac{\rho}{\gamma}, \qquad (12.26)$$

где ρ — плотность насыщения (массовое количество осадка в единице объема зернистого слоя).

Потеря напора в слое однородной зернистой загрузки при фильтровании суспензии

$$H=\int_0^L i\,dx, \qquad (12.27)$$

где L — толщина слоя.

Подставляя в (12.27) значение i по формуле (12.24) и Δn по формуле (12.26), получим

$$H=i_0\int_0^L \frac{\partial x}{\left(1-\frac{\rho}{n_0\gamma}\right)^3}. \qquad (12.28)$$

Непосредственное использование выражения (12.28) затруднительно, так как плотность насыщения ρ изменяется не только по высоте слоя, но и во времени согласно уравнению (12.10). Решение уравнения (12.10) показывает, что отношение плотности насыщения в любой момент времени и в любом сечении загрузки к предельной плотности насыщения зависит только от значений безразмерных критериев (12.12), т. е.

$$\frac{\rho}{\rho_{пр}}=\Phi(X,\ T). \qquad (12.29)$$

Заменяя ρ в формулах (12.25) и (12.28) его значениями из формулы (12.29), получим

$$i=i_0\frac{1}{(1-A\Phi)^3}, \qquad (12.30)$$

$$H=i_0\int_0^L \frac{\partial x}{(1-A\Phi)^3}, \qquad (12.31)$$

где

$$A=\frac{\rho_{пр}}{\gamma n_0}=\frac{\Delta n_{пр}}{n_0}. \qquad (12.32)$$

Величина А является самостоятельной физической характеристикой процесса фильтрования и представляет собой предельно возможную в данных условиях насыщенность порового пространства отложениями или отношение предельного удельного объема осадка к начальной пористости чистой загрузки. Выражение (12.30) указывает на связь между предельной насыщенностью А и гидравлическим уклоном в слое загрузки, которая находится в состоянии предельного насыщения, при этом $\Phi=1$ и

$$\frac{i_{пр}}{i_0}=\frac{1}{(1-A)^3}. \qquad (12.33)$$

Из (12.33) следует, чем больше предельная насыщенность, тем больше предельный гидравлический уклон, а следовательно, и гидродинамические силы, которые воздействуют на структуру осадка. Следовательно, предельный гидравлический уклон и предельная насыщенность характеризуют прочность осадка.

Потеря напора в слое фильтрующей загрузки толщиной x в момент времени t может быть определена с использованием интеграла (12.31) и заменой его суммой

$$H=\sum_{n=1}^{n}\Delta H=i_0\sum_{n=1}^{n}\frac{\Delta x}{(1-A\Phi)^3}. \qquad (12.34)$$

Прирост потери напора равен разности между потерей напора в заиленной загрузке и начальной потерей в чистой загрузке, а, именно:

$$h=H-H_0=i_0\sum_{n=1}^{n}\left[\frac{\Delta x}{(1-A\Phi)^3}-\Delta x\right]. \qquad (12.35)$$

Потеря напора в любом фильтрующем слое и ее прирост зависит от толщины слоя. Однако, при достаточно большой толщине слоя прирост потери напора будет определяться только распределением осадка по толщине слоя во времени. Такой слой работает в автомодельной области. Рассмотрим закономерности изменения потери напора в слоях, работающих в автомодельной области. Умножив левую и правую части равенств (12.35) на параметр b и разделив на i_0, получим

$$\frac{hb}{i_0}=\sum_{n=1}^{n}\left[\frac{\Delta x}{(1-A\Phi)^3}-\Delta x\right]. \qquad (12.36)$$

Суммирование производим по интервалам значений Δx, причем для каждого интервала принимаем среднее значение функции Φ, которая представляет собой отношение среднего для данного интервала значения плотности насыщения к предельной плотности насыщения. При соблюдении условия автомодельности комплекс $h\cdot b/i_0$ не зависит от критерия X, а только от распределения осадка по интервалам значений x и от кри-

терия T, с изменением которого меняется распределение осадка. Поэтому в автомодельной области

$$\frac{hb}{i_0} = F(T,\ A). \qquad (12.37)$$

Следовательно, безразмерный комплекс $h \cdot b/i_0$ является новым критерием подобия процесса фильтрования. Он представляет собой обобщенную потерю напора, так же как критерий X — обобщенную толщину фильтрующего слоя, а критерий T — обобщенную продолжительность фильтрования. Если известна величина $h \cdot b/i_0$ при определенных значениях потери напора, параметра b и начального гидравлического уклона i_0, то простым пересчетом можно определить потерю напора при других значениях b и i_0, при сохранении условия

$$\frac{h_1 b_1}{i_{01}} = \frac{h_2 b_2}{i_{02}} = \ldots = \text{const}. \qquad (12.38)$$

При различных условиях проведения процесса фильтрования свойства примесей, скорость фильтрования, крупность зерен загрузки будут разными. Поэтому различным будет и прирост потери напора за определенный промежуток времени, однако равным значениям T и A отвечают равные значения комплекса $h \cdot b/i_0$. Это свидетельствует о возможности построения

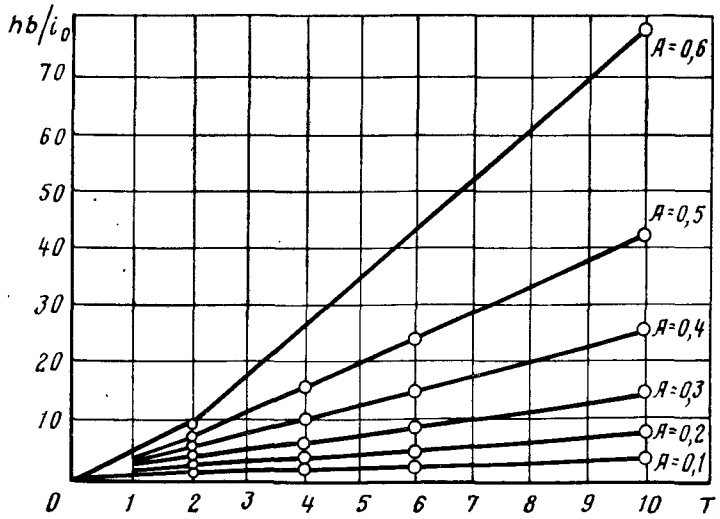


Рис. 12.8. Обобщенный график роста потери напора

графика зависимости $h \cdot b/i_0$ от критерия T и параметра A, который может быть использован для определения потери напора в любом рассматриваемом случае. Подобный график (рис. 12.8) построен на основании расчетов по формуле (12.35) с использованием уравнения (12.10). График позволяет определить прирост потери напора в фильтре в любой момент времени, если известны параметры процесса фильтрования a, b и A, а также гидравлический уклон i_0. Обобщенный график (рис. 12.8) воспроизводит характер изменения потери напора. Для упрощения расчетов можно с достаточной степенью точности предположить, что с самого начала процесса темп прироста потери напора не меняется, т. е.

$$\frac{hb}{i_0} = F(A)\,T, \qquad (12.39)$$

где $F(A)$ — тангенс угла наклона прямолинейного участка графика (рис. 12.9) зависящий только от величины предельной на-

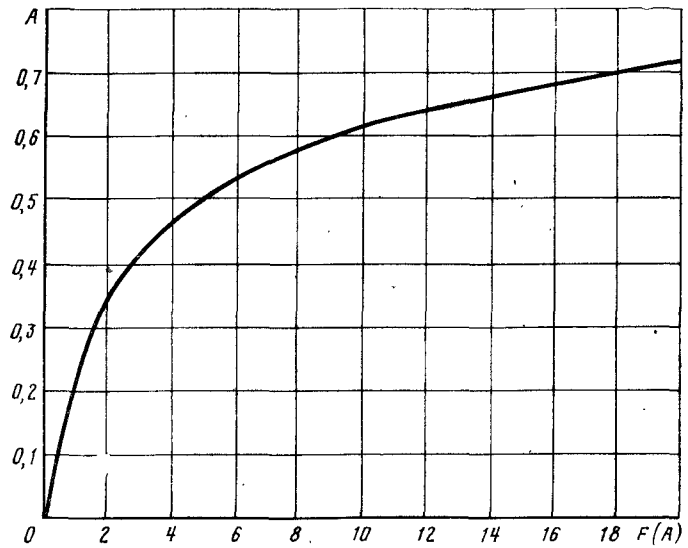


Рис. 12.9. Значения функции $F(A)$

сыщенности A. Подставляя значение $T = a \cdot t$ в уравнение (12.39), получаем формулу для расчета темпа прироста потери напора

$$\frac{h}{t} = i_0 F(A)\,\frac{a}{b}. \qquad (12.40)$$

При линейном приросте потери напора в процессе фильтрования его продолжительность до момента достижения предельной потери напора $t_н$ равна

$$t_н = \frac{H_{пр} - H_0}{\frac{h}{t}}, \qquad (12.41)$$

где $H_{пр}$ — предельно допустимая потеря напора в загрузке фильтра, определяемая высотной схемой сооружений. С учетом зависимости (12.40) имеем

$$t_н = \frac{H_{пр} - H_0}{H_0 F(A)} \times \frac{b}{a}. \qquad (12.42)$$

Уравнения (21.41) и (12.42) применимы только к однородным по размеру зерен загрузкам.

Но в реальных фильтрах мы имеем дело с неоднородными загрузками, фракции которых хотя и перемешаны друг с другом, но так, что средний диаметр зерен каждого горизонтального слоя постепенно увеличивается от слоя к слою в направлении от поверхности загрузки к ее основанию в результате гидравлической сортировки зерен при промывке в восходящем потоке воды. Так как потеря напора возрастает в основном в первых по направлению движения воды слоях загрузки, то все величины в правой части уравнения (12.40) должны быть отнесены к диаметру зерен загрузки, при которой вычисленный прирост потери напора для однородной загрузки будет равен потери напора для данной неоднородной загрузки. Для этого используют предложение В. П. Криштула, согласно которому потеря напора в неоднородной загрузке с эквивалентным диаметром $d_э$ равна потере напора в однородной загрузке с таким же диаметром, помноженной на квадрат *коэффициента неоднородности*. Последний определяется отношением эквивалентного диаметра к среднему диаметру зерен первого по движению воды слоя загрузки с толщиной, равной 20% полной высоты загрузки d_{20}. Таким образом,

$$\frac{h}{t} = \varphi i_0 F(A) \frac{a}{b}; \qquad (12.43)$$

$$t_н = \frac{H_{пр} - H_0}{\varphi H_0 F(A)} \times \frac{b}{a}; \qquad (12.44)$$

где

$$\varphi = \left(\frac{d_э}{d_{20}}\right)^2. \qquad (12.45)$$

Следует отметить, что отношение $d_э/d_{20}$ зависит не только от зернового состава загрузки, но и от направления движения обрабатываемой воды. Оно будет больше единицы при движении воды сверху вниз, как в обычных скорых фильтрах, и меньше единицы при движении снизу вверх, как в контактных осветлителях и фильтрах системы АКХ; в уравнениях (12.43) и (12.44), как и в уравнениях для определения времени защитного действия (12.18), все параметры фильтрования относятся к эквивалентному диаметру зерен неоднородной загрузки.

12.3. Оптимизация режима фильтрования. Расчет загрузки скорых фильтров

Из изложенного следует, что процесс обработки воды фильтрованием через зернистую загрузку описывается двумя основными уравнениями, определяющими время защитного действия загрузки (12.18) и время, в течение которого достигается предельная потеря напора (12.44). Эти уравнения относятся к автомодельной области работы фильтров, в которой изменение скорости фильтрования, толщины слоя загрузки и размера зерен не влияют или влияют незначительно на концентрацию взвеси в фильтрате. Соотношение между продолжительностью защитного действия загрузки и времени, в течение которого достигается предельная потеря напора, могут быть различные. Когда $t_з > t_н$ фильтр выключают на промывку в связи с тем, что дальнейший прирост потери напора невозможен, так как существующий напор, обусловленный расположением сооружений, расходуется на преодоление сопротивления загрузки. Когда $t_з < t_н$, фильтр выключают на промывку в связи с начинающимся ухудшением качества фильтрата, а когда $t_з = t_н$, то моменты достижения предельной потери напора и начала ухудшения качества фильтрата совпадают. С технико-экономической точки зрения наилучшим соотношением является $t_з = t_н$. Так, условие $t_з > t_н$ означает, что задерживающая способность загрузки используется не полностью, так как фильтр выключают на промывку (при предельной потере напора), хотя он мог бы еще в течение некоторого времени работать, выдавая воду требуемого качества. При $t_з < t_н$ не полностью используется располагаемый напор, так как фильтр выключают на промывку (вследствие ухудшения качества фильтрата) в момент, когда потеря напора в загрузке не достигла своего максимума.

Анализ уравнений (12.18) и (12.44) показывает, что путем изменения толщины слоя или эквивалентного диаметра зерен загрузки при одновременном увеличении скорости фильтрова-

ния всегда можно уменьшить $t_з$, если $t_з > t_н$, или $t_н$, если $t_н > t_з$, и добиться, таким образом, равенства $t_з = t_н$, при котором обеспечивается максимальная производительность фильтровального аппарата. Тем не менее с точки зрения санитарной надежности целесообразно принимать значение $t_з/t_н > 1$, так как при этом в течение всего фильтроцикла гарантируется высокое качество фильтрата, повышается степень санитарной надежности сооружений. Чем больше отношение $t_з/t_н$, тем выше степень санитарной надежности фильтров, но тем они дороже в строительстве и эксплуатации, так как с увеличением этого отношения растет неиспользуемый скрытый резерв производительности фильтров. Поэтому основная идея расчета фильтрующих загрузок состоит в том, что исходят из определенного, заранее заданного отношения продолжительности защитного действия загрузки к времени, в течение которого достигается потеря напора ($t_з/t_н = 1{,}2 \ldots 1{,}3$), обеспечивающего вместе с тем достаточную санитарную надежность и экономичность работы фильтров. Режим работы фильтровального апарата, при котором обеспечивается указанное соотношение, может быть назван оптимальным.

Задача определения расчетной скорости фильтрования и параметров загрузки фильтров при оптимальном режиме их работы сводится к совместному решению уравнений (12.18) и (12.44), в которых заданными величинами являются параметры фильтрования a/b, b и A (определяются по результатам технологического анализа воды): продолжительность рабочего цикла (в соответствии с требованиями СНиП 2.04.02—84 расчетная продолжительность фильтроцикла принимается 12 ч); продолжительность защитного действия загрузки $t_з$ назначается в соответствии с принятым для оптимального режима отношением $t_з/t_н$. Предельная потеря напора $H_{пр.}$ назначается в соответствии с высотной схемой водоочистного комплекса. Неизвестными величинами в уравнениях (12.18) и (12.44) остаются скорость фильтрования v, толщина слоя загрузки x, эквивалентный диаметр зерен $d_э$ и степень неоднородности загрузки φ. Последние две величины взаимосвязаны, так как зависят от зернового состава фильтрующей загрузки. Эквивалентный диаметр $d_э$ вычисляют. Параметр φ находят по экспериментальному графику (рис. 12.10) по величине отношения $d_{20}/d_э$. Таким образом, имеем три неизвестных при двух уравнениях: скорость фильтрования, толщину слоя фильтрующей загрузки и ее зерновой состав. Поэтому задача расчета фильтров на оптимальный режим их работы имеет несколько решений. Следовательно, для получения одного определенного решения необходимо задаться или скоростью фильтрования, или толщиной слоя загрузки, или ее

зерновым составом. Задавшись, например, зерновым составом фильтрующей загрузки, расчетом определяют ее необходимую толщину и скорость фильтрования. Для расчетов удобно преобразовать уравнение (12.44), решив его относительно толщины слоя x. Тогда оно примет вид

$$x = \frac{Hd_э^2}{\psi v} - \gamma' \varphi t_н d_э^{0,5}. \qquad (12.46)$$

Преобразуем также уравнение (12.17), представив его в виде

$$t_з = \frac{d}{kv}(X' - X'_0), \qquad (12.47)$$

где $X' = x/(v^{0,7} d_э^{1,7})$ — критериальный комплекс.

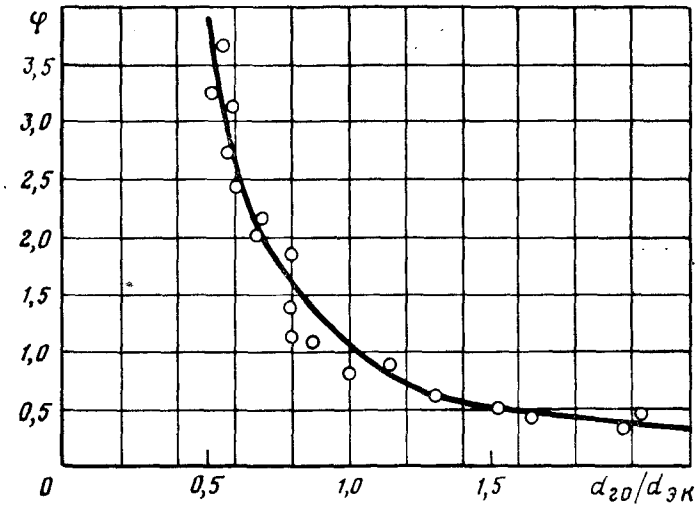


Рис. 12.10. График зависимости $\varphi = f\left(\frac{d_{20}}{d_{экв}}\right)$

Значение критериального комплекса X' удобно определять с помощью номограммы (рис. 12.11). Расчет скорости фильтрования и параметров загрузки проводится по методу постепенного приближения. Например, если требуется определить скорость фильтрования и толщину слоя загрузки при заданном ее

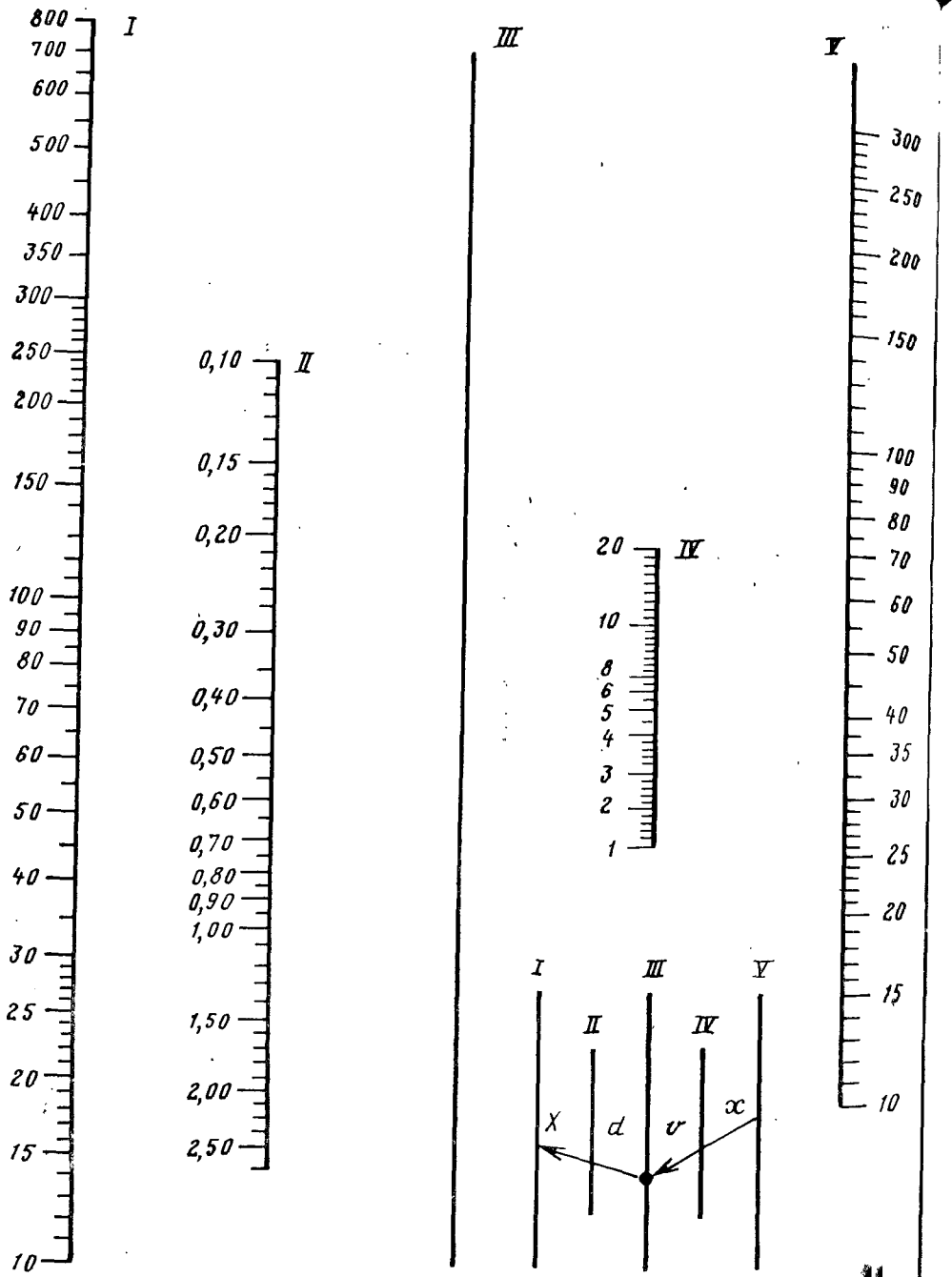


Рис. 12.11. Номограмма для определения критерального комплекса X'

зерновом составе, то необходимо сначала, задавшись некоторым произвольным значением, скорости, вычислить по формуле (12.45) толщину слоя загрузки x. Затем по формуле (12.47) определить продолжительность защитного действия — $t_з$, найдя входящий в формулу параметр X' по номограмме. Если найденное $t_з$ не соответствует заданному оптимального режима значению, то задаются другим значением скорости фильтрования и вычисления повторяют до тех пор, пока не будет получена требуемая продолжительность защитного действия загрузки.

Аналогично производят расчет при заданной производительности водоочистного комплекса. В этом случае по заданной скорости фильтрования и толщине слоя фильтрующей загрузки находят требуемый ее зерновой состав.

12.4. Фильтрующие материалы

Фильтрующая загрузка является основным рабочим элементом фильтровальных сооружений, поэтому правильный выбор ее параметров имеет первостепенное значение для их нормальной работы. При выборе фильтрующего материала основополагающими являются его стоимость, возможность получения в районе строительства данного фильтровального комплекса и соблюдение определенных технических требований, к числу которых относятся: *надлежащий фракционный состав загрузки;* определенная *степень однородности размеров ее зерен; механическая прочность; химическая стойкость* материалов по отношению к фильтруемой воде.

Степень однородности размеров зерен, фильтрующей загрузки и ее фракционный состав существенно влияют на работу фильтра. Использование более крупного фильтрующего материала, чем это предусмотрено, влечет за собой снижение качества фильтрата. Использование более мелкого фильтрующего материала вызывает уменьшение фильтроцикла, перерасход промывной воды и удорожание эксплуатационной стоимости очистки воды. Использование фильтрующих материалов с большой степенью неоднородности по величине зерен, превышающей допустимые пределы, ухудшает условия их промывки, так как вынос верхних мелких фракций начнется раньше, чем придет в движение основная масса зерен загрузки. Это вызывает необходимость снижения интенсивности промывки, чтобы прекратить вынос мелких фракций. При этом значительная часть фильтрующего слоя будет промыта недостаточно. Кроме ухудшения условий промывки загрузки, применение весьма неоднородного

по крупности фильтрующего материала вызывает ухудшение условий фильтрования из-за образования поверхностной фильтрующей пленки.

Однородность и крупность фильтрующего материала определяют *ситовым анализом* путем просеивания навески материала через ряд калиброванных сит. *Калибр сита определяется диаметром шара, равновеликого по объему наиболее крупным зернам фильтрующего материала, проходящим еще через данное сито.* Для определения зернового состава и однородности из данной партии фильтрующего материала отбирают среднюю пробу в количестве 300 г и высушивают ее до постоянной массы при температуре 105° С. Из этого количества высушенного материала берут навеску 200 г (взвешенную с точностью до 0,01 г) и рассеивают на наборе калиброванных сит. Остатки на ситах взвешивают и записывают по форме, приведенной в табл. 12.1.

Таблица 12.1

Калибр сита, мм	Осталось на сите		Прошло через сито	
	г	%	г	%
0,25	18	9,0	1	0,05
0,41	12	6,0	19	9,5
0,56	71	35,5	29	14,5
0,68	60	30,0	129	64,5
0,80	18	9,0	159	79,5
0,94	11	5,5	174	87,0
1,01	6	3,0	187	93,5
1,48	2	1,0	198	99,0

По данным табл. 12.1 построен *график* (рис. 12.12) *ситового анализа фильтрующего материала,* по которому можно определить основные показатели фильтрующей загрузки: *эквивалентный диаметр зерен,* который имеет важное значение при расчете фильтрующей загрузки; параметры, определяющие коэффициент неоднородности фильтрующей загрузки, а именно: 10%-ный калибр зерен материала, равный такому калибру сита, через который прошло 10% (по массе) просеиваемого материала, и 80%-ный калибр, равный такому калибру сита, через который прошло при просеивании 80% зерен (по массе).

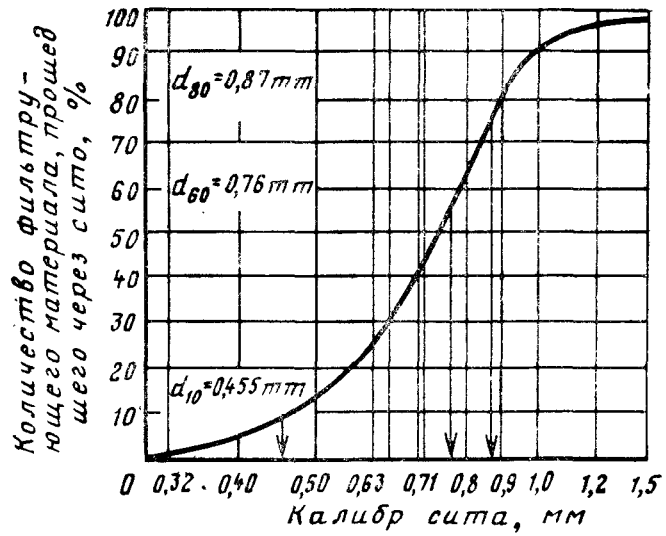


Рис. 12.12. График гранулометрического состава песка

Эквивалентный диаметр зерен $d_э$, мм, определяют по формуле

$$d_э = \frac{100}{\Sigma \frac{p_i}{d_к}}, \qquad (12.48)$$

где p_i — процентное содержание (по массе) фракций со средним диаметром зерен $d_к$, т. е. количество просеиваемых зерен, %, оставшихся на сите калибром $d_к$. Для фильтрующего материала, результаты ситового анализа которого представлены в табл. 12.1, величина составит:

$$d_э = \frac{100}{\frac{1}{1,28} + \frac{3}{1,01} + \frac{5,5}{0,94} + \frac{9,0}{0,8} + \frac{30}{0,68} + \frac{35,5}{0,58} + \frac{6}{0,41} + \frac{9}{0,25}} = 0,55 \text{ мм}.$$

Коэффициент неоднородности фильтрующей загрузки определяют как отношение 80%-го калибра материала к его 10%-му калибру; $k_н = d_{80}/d_{10}$. Для фильтрующего материала, график ситового анализа которого приведен на рис. 12.12, коэффициент неоднородности составит: $k_н = 0,82/0,42 = 1,95$.

Важным показателем качества фильтрующего материала является его *механическая прочность*. При истирании и измельчении материала происходит повышение гидравлического сопротивления верхнего слоя фильтрующей загрузки из-за забивания мелочью и вынос измельченных зерен с промывной водой, т. е. безвозвратная потеря фильтрующего материала. *Механическую прочность* фильтрующих материалов *оценивают двумя показателями: истираемостью* (т. е. процентом износа материала вследствие трения зерен друг о друга во время промывок — (до 0,5) и *измельчаемостью* (процентом износа вследствие растрескивания зерен — до 4,0).

Важным требованием, предъявляемым к качеству фильтрующих материалов, является их *химическая стойкость* по отношению к фильтруемой воде, т. е., чтобы она не обогащалась веществами, вредными для здоровья людей (в питьевых водопроводах) или для технологии того производства, где она используется. Фильтрующий материал считается химически стойким, если он дает прирост растворенного остатка не более 20 мг/л, окисляемости — 10 мгO_2/л и кремнекислоты — 10 мг/л.

Кроме вышеизложенных технических требований фильтрующие материалы, используемые в хозяйственно-питьевом водоснабжении, проходят *санитарно-гигиеническую оценку на микроэлементы*, переходящие из материала в воду (бериллий, молибден, мышьяк, алюминий, хром, кобальт, свинец, серебро, марганец, медь, цинк, железо, стронций).

Наиболее растространенным фильтрующим материалом является кварцевый песок — речной или карьерный. Кварцевый песок при небольшом содержании примесей известняка отвечает всем вышеперечисленным требованиям, предъявляемым к фильтрующим материалам. Наряду с песком применяют *антрацит, керамзит, горелые породы, шунгизит, вулканические* и *доменные шлаки, гранодиорит, пенополистирол* и др. (табл. 12.2).

Зерна дробленого антрацита имеют меньшую плотность, чем кварцевый песок, и поэтому его обычно используют в качестве верхнего слоя загрузки двухслойных фильтров. Предъявляемым требованиям по механической прочности и химической стойкости удовлетворяет антрацит классов АП — антрацитовая плита, АК — кулак и АС — мытое семечко.

Важнейшими характеристиками фильтрующих материалов являются межзерновая пористость засыпки n, форма зерен и плотность ρ. Зерна угловатой формы, имеющие шероховатую поверхность, характеризуются повышенным эффектом адсорбции примесей, а большая пористость засыпки обеспечивает меньшее гидравлическое сопротивление фильтрующей загрузки. Плотность зерен фильтрующего материала определяет необхо-

димую интенсивность промывки фильтрующей загрузки, а также определяет технологический режим работы контактных осветлителей. Межзерновую пористость засыпки определяют по формуле $n=[m/(\rho v)]-1$, где m — масса отмытого и отсортированного материала, имеющего объем V. Форма зерен загрузки оценивается коэффициентом формы α, представляющим собой отношение поверхности зерна к поверхности равновеликого по объему шара. Коэффициент формы зерен реальных загрузок всегда больше единицы.

Таблица 12.2

Материал	Крупность зерен, мм	Насыпная объемная масса $\frac{кг}{см^3}$	Плотность, г/см³	Пористость, %	Механическая прочность, %		Коэффициент формы зерна
					истираемость	измельчаемость	
Кварцевый песок	0,6—1,8		2,6—2,65	40—42			1,17
Керамзит дробленый	0,9	400	1,73	74	3,31	0,63	—
То же	1,78	380	1,68	66	2,12	0,12	4,39
То же	1,70—1,8	530	2,14	60,6	2,02	0,11	3,20
Керамзит недробленый	1,18	780	1,91	48	0,17	0,36	1,29
Антрацит дробленый	0,8—1,8		1,6—1,7	45			1,5
Горелые породы	1,0	1250	2,4—2,5	52—60	0,46	3,12	2,0
Шунгизит дробленый	1—1,2	650	1,8—2,18	56—65	0,9	4,9	1,7—2,0
Вулканические шлаки месторождений Мастара, Ангехакот	0,9—1,1	—	2,45	63—64	0,07	1,05	2,0
Кармрашен, Шануайр	1—1,2	—	2,0	54	0,08	0,72	2,67
Аглопорит	0,8—0,9	1030	2,29	54,5	0,2	1,5	—
То же	0,85	—	—	54,5	—	—	1,8
Гранодиорит	1—1,1	1320	2,65	50,0	0,32	2,8	1,7
Клиноптилолит	1—1,15	750	2,2	51,0	0,4	3,4	2,2
Гранитный песок	0,8 -1,0	1660	2,72	46,0	0,11	1,4	—
Доменные шлаки	1,0—1,8		2,6	42—44			—
Пенополистирол	1,0—4,0		0,1—0,2	41—43			1,05—1,1
Шлаки медно-никелевого производства	1,1—1,2	1650	3,2	48,5	2,4	2,6	2,15
Пиролюзит	0,8—1,0	2200	4,24	48,0	0,35	0,95	1,6
Габбро-диабаз	1,0—1,1	1580	3,1	48,0	0,15	1,54	1,75

Керамзит представляет собой гранулированный пористый материал, получаемый обжигом глинистого сырья в специальных печах. Необходимые для загрузки водоочистных фильтров фракции керамзита могут быть получены либо отсевом из общей массы неоднородного керамзита, либо дроблением крупных гранул с последующим отсевом нужных фракций. Зерна дробленого керамзита имеют более развитую поверхность и соответственно лучшие технологические свойства по сравнению с окатанными зернами недробленого керамзита.

Горелые породы представляют собой метаморфизированные угленосные породы, подвергнутые обжигу при подземных пожарах. Необходимые фракции этого материала получают его дроблением с последующей сортировкой.

Вулканические шлаки — материалы, образовавшиеся в результате скопления газов в жидкой остывающей лаве. В Закавказье вулканические шлаки залегают как в виде сыпучих материалов, так и в виде смеси щебня и песка. При этом свойства вулканических шлаков разных месторождений весьма различны.

Шунгизит получают путем обжига природного малоуглеродного материала, — шунгита, который по своим свойствам близок к дробленому керамзиту.

В качестве фильтрующих материалов могут быть использованы также отходы промышленных производств, *доменные шлаки* и *шлаки медно-никелевого производства*. Достоинством шлаков является то, что они обычно имеют фракционный состав, близкий к тому, который требуется для загрузки фильтровальных аппаратов.

В качестве фильтрующего материала на фильтрах с плавающей загрузкой используют *пенополистирол*. Этот зернистый материал получают вспучиванием в результате тепловой обработки исходного материала — полистирольного бисера, выпускаемого химической промышленностью. При вспенивании получают плавающие в воде зерна, имеющие плотность от 100 до 200 кг/м^3.

Указанные фильтрующие материалы не охватывают всего многообразия местных фильтрующих материалов, предложенных в последние годы. Имеются данные о применении *аглопорита, фарфоровой крошки, гранодиорита, габбродиабаза, граната* и т. д.

Находят применение активные фильтрующие материалы, которые благодаря своим свойствам могут извлекать из воды не только взвешенные и коллоидные примеси, но и истинно растворенные загрязнения. Так, для стабилизационной обработки воды применяют *мраморную крошку и магномассу*. Все более

широко применяют *активные угли* для извлечения из воды веществ, обусловливающих привкусы и запахи. Применяют природный ионообменный материал *клиноптилолит* для удаления из воды растворенных соединений фтора и азота. Однако, доступность и дешевизна этого материала позволяют все более широко применять его в качестве загрузки фильтровальных аппаратов.

Поддерживающие слои способствуют более равномерному распределению промывной воды по площади фильтра и поддерживают фильтрующую загрузку. В качестве поддерживающих слоев применяют гравий или щебень изверженных пород; примесь зерен известняка в них допускается не более 15%, а примесь зерен мела недопустима.

При наличии дренажных трубчатых систем, располагаемых непосредственно в слоях гравия, СНиП 2.04—02—84 рекомендует принимать следующий фракционный состав и высоту поддерживающих слоев (табл. 12.3).

Таблица 12.3

Пределы крупности зерен слоя, мм	Высота слоя, мм
40.... 20	Верхняя граница слоя должна быть на 100 мм выше отверстий распределительной системы
20 ... 40	100 ... 150
10 ... 5	100 ... 150
5 ... 2	50 ... 100

12.5. Расчет скорых фильтров

Расчет скорых фильтров предусматривает определение их площади и числа, нахождение числа и размеров промывных желобов, подбор фильтрующей загрузки, определение размеров элементов распределительной системы, бокового кармана или центрального канала и трубопроводов обвязки. Фильтры и их коммуникации должны рассчитываться на работу при нормальном и форсированном режимах.

Общую площадь фильтров комплекса A, м^2, определяют по формуле

$$A = \frac{Q}{Tv_н - n_{пр}q_{пр} - n_{пр}t_{пр}v_н}, \qquad (12.49)$$

где Q — полезная суточная производительность комплекса, м^3; T — период работы водоочистного комплекса в течение суток,

ч; $v_н$ — расчетная скорость фильтрования при нормальном режиме, м/ч; $n_{пр}$ — число промывок одного фильтра в сутки при нормальном режиме эксплуатации; $q_{пр}$ — удельный расход воды на одну промывку фильтра, м³/м²; $t_{пр}$ — время простоя фильтра в связи с промывкой, принимаемое при промывке водой — 0,33 ч. водой и воздухом — 0,5 ч.

Количество фильтров на водоочистном комплексе с суточной производительностью свыше 1600 м³ принимают не менее четырех. При суточной производительности комплекса более 8 ... 10 тыс. м³ число фильтров $N_ф$ находят из выражения $N_ф = 0{,}5\,(A)^{0,5}$ при соблюдении соотношения $v_ф = v_н \cdot N/(N_ф - N)$, где $v_ф$ — скорость фильтрования при форсированном режиме, м/ч; N — число фильтров в ремонте. Площадь одного фильтра следует принимать не более 120 м².

Поперечное сечение промывного желоба может быть пятиугольным с треугольным дном или полукруглым (рис. 12.13). Расстояние между желобами (по их осям) принимают в пределах 1,4 ... 2,2 м. Дну желоба придается уклон 0,01 по ходу движения воды. Сборные желоба можно изготовлять из железобетона, асбестоцемента или стеклопластика. В качестве сборного промывного устройства могут быть применены также дырчатые трубы, располагаемые ниже уровня воды на фильтре на расстоянии 0,7 ... 0,8 м друг от друга. Ширину желоба B определяют по формуле

$$B = K_ж \left[\frac{q_ж^2}{(1{,}57 + a_ж)^3} \right]^{0,2}, \qquad (12.50)$$

где $K_ж$ — коэффициент, принимаемый равным: для желобов с треугольным лотком — 2,1, с полукруглым — 2; $q_ж$ — расход промывной воды по желобу, м³/с; $a_ж = 1 \ldots 1{,}5$ — отношение высоты прямоугольной части желоба к половине его ширины. Размеры желоба можно определить также по графику рис. 12.14, по которому находят величину x и по ней все размеры желоба.

Желоба располагают от поверхности фильтрующей загрузки на такой высоте $H_ж$, чтобы в них попадали только вымытые загрязнения:

$$H_ж = \frac{H_з e_з}{100} + 0{,}3, \qquad (12.51)$$

где $H_з$ — высота фильтрующего слоя, м; $e_з$ — относительное расширение фильтрующей загрузки, принимаемое по СНиПу в пределах 25 ... 50%.

Расстояние от дна желоба до дна бокового кармана или центрального канала $H_к$ определяют из выражения

$$H_к - 1{,}73 \left(\frac{q_к^2}{g B_к^2} \right)^{1,3} + 0{,}2, \qquad (12.52)$$

где $q_к$ — расход промывной воды по каналу, м³/с; $B_к = 0{,}7 - 0{,}8$ ширина канала, м.

Параметры фильтрующей загрузки и работы фильтра надлежит принимать по табл. 12.4.

Распределительные системы скорых фильтров устраивают с поддерживающими слоями и без них. Они могут быть трубчатыми, щелевыми, пористыми, в виде ложного дна. Потери напора в распределительной системе следует находить по формуле

$$h = \xi \frac{v_к^2}{2g} + \frac{v_0^2}{2g}, \qquad (12.53)$$

где $v_к$ — скорость в начале коллектора, принимаемая при промывке 0,8 ... 1,2 м/с; ξ — коэффициент гидравлического сопротивления, принимаемый по СНиПу; v_0 — средняя скорость на входе в ответвления, принимаемая при промывке 1,6 ... 2 м/с.

12.6. Промывка фильтровальных аппаратов

Момент работы фильтра, когда потеря напора в фильтрующей загрузке достигает предельно допустимого значения или начинает ухудшаться качество фильтрата, служит сигналом для выключения фильтра на промывку в целях восстановления задерживающей способности загрузки. Промывку фильтрующей загрузки в скорых фильтрах производят обратным током воды, или воздуха и воды, для чего, как правило, используют фильтрованную воду. Перед промывкой фильтра подачу воды на него прекращают. Когда уровень воды в нем понизится до кромки желобов, начинают подачу промывной воды вниз фильтра (от специального промывного насоса или от бака, расположенного на определенной высоте). *Промывная вода* поступает в распределительную (дренажную) систему фильтра (рис. 12.1), равномерно распределяется по площади фильтра и поднимается вверх через загрузку с такой интенсивностью, которая обеспечивает переход зерен фильтрующей загрузки во взвешенное состояние. При этом загрузка как бы расширяется и поверхность, которую она занимала в процессе фильтрования, приближается к кромке желобов.

При взвешенном состоянии загрузки отдельные зерна ее непрерывно соприкасаются друг с другом, в результате чего налипшие на них загрязнения оттираются и вместе с потоком промывной воды переливаются в желоба (рис. 12.13 и 12.14), откуда отводятся в карман (или центральный канал) фильтра и далее сбрасываются в канализацию. Фильтр промывают до тех пор, пока вода, переливаемая в желоба, не станет прозрачной. Для нормально работающих скорых фильтров достаточна продолжительность промывки 8 ... 10 мин.

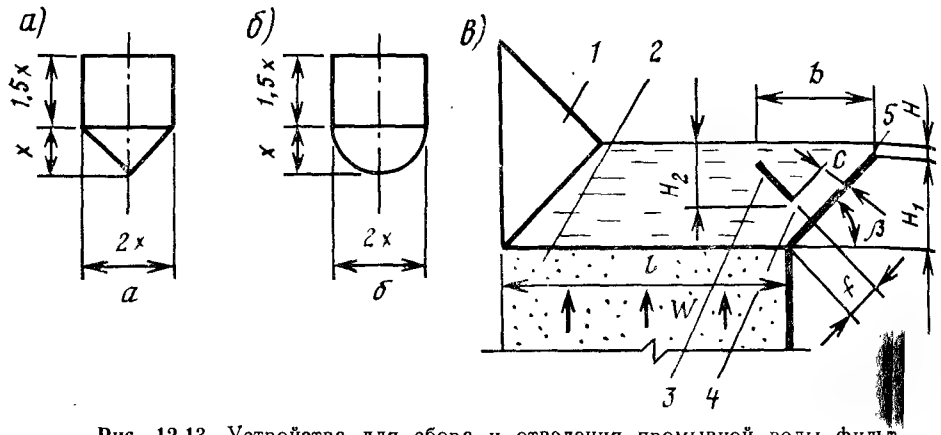


Рис. 12.13. Устройства для сбора и отведения промывной воды фильтровальных аппаратов.

а — желоб с треугольным днищем, $A=4x^2$; *б* — желоб с полукруглым днищем, $A=4{,}57x^2$; *в* — система с боковым отводом промывной воды с пескоулавливающим устройством; *1* — струенаправляющий выступ; *3, 5* — отбойная и переливная стенка пескоулавливающего устройства; *4* — щель для возврата выносимого песка, $a=15$—20 мм, $в=30$—40 мм; *2* — загрузка

Несмотря на то, что промывка фильтров является лишь вспомогательным процессом, она может оказать решающее влияние на нормальный режим работы фильтров. Если в процессе промывки фильтрующая загрузка отмывается недостаточно, то это приводит к постепенному накоплению остаточных загрязнений, что сокращает фильтроцикл, а в отдельных случаях и вовсе выводит фильтр из работы. Поэтому конструктивное оформление большинства деталей и оборудования фильтров диктуется условиями его промывки.

Основной задачей при расчете промывки фильтров является установление такой *интенсивности промывки* и такого *относительного расширения слоя загрузки,* при которых обеспечивается практически полная отмывка зерен загрузки от прилипших к ним в процессе фильтрования загрязнений.

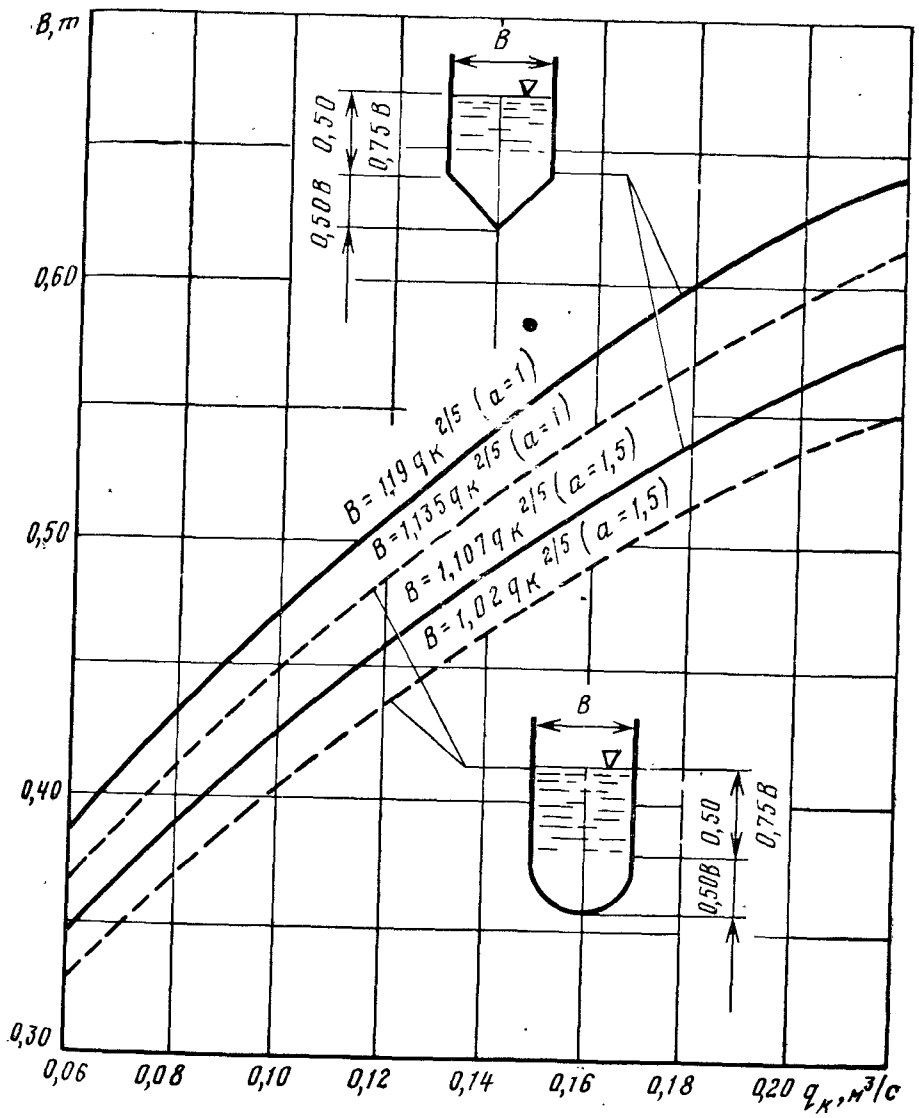


Рис. 12.14. Графики для определения размеров желобов с треугольным (*1*) и полукруглым (*2*) низом

Наиболее полно теория промывки фильтров разработана Д. М. Минцем и С. А. Шубертом. Сущность разработанной ими теории сводится к следующим основным положениям. При промывке зерна фильтрующей загрузки переходят во взвешенное состояние и весь слой фильтрующего материала расширяется при достижении некоторой критической скорости восходящего движения промывной воды. Расширение слоя тем больше, чем больше интенсивность промывки. При этом каждой скорости восходящего потока воды при данной ее температуре соответствует вполне определенная степень расширения загрузки. При достижении предельного для данной восходящей скорости расширения устанавливается динамическое равновесие расширившегося слоя, хотя зерна его и пребывают в непрерывном хаотическом движении. При равновесии расширившегося слоя равнодействующая всех сил, действующих на этот слой, равна нулю.

Взвешенный слой загрузки находится под действием двух противоположно направленных сил: силы тяжести G, направленной вертикально вниз и равной массе фильтрующей загрузки в воде; разности сил давления на нижнюю и верхнюю поверхности взвешенной загрузки; эта сила, отнесенная к м^2 поверхности фильтра, может быть выражена через Δp. Поскольку система находится в равновесии, то очевидно, что $G=\Delta p$. Величины G и Δp можно выразить следующим образом:

$$G=(\rho_з-\rho_в)\,g\,(1-n_0)\,h, \qquad (12.54)$$

$$\Delta p=\rho_в g H,$$

где $\rho_з$ — плотность материала загрузки, г/см^3; $\rho_в$ — плотность воды; г/см^3; g — ускорение свободного падения, Н · м/с^2; h — высота фильтрующего слоя до расширения загрузки, см; n_0 — пористость фильтрующей загрузки до расширения; H — потеря напора во взвешенном слое, см.

Приравнивая приведенные уравнения и решая их относительно H, получаем

$$H=\frac{\rho_з-\rho_в}{\rho_в\,(1-n_0)\,h}. \qquad (12.55)$$

Это уравнение показывает, что потеря напора в слое взвешенной загрузки для данных условий работы фильтра есть величина постоянная, не зависящая от скорости восходящего движения воды, т. е. от интенсивности промывки.

Взвешенную фильтрующую загрузку, находящуюся в состоянии динамического равновесия, можно рассматривать как пористую среду, а восходящий поток воды — как фильтрационный поток. В этом случае к расширившейся фильтрующей загрузке

можно применить те же закономерности, что и для процесса фильтрации однородной жидкости через зернистую загрузку. Зависимость между основными факторами, влияющими на процесс фильтрации однородной жидкости, может быть представлена формулой

$$\frac{\Delta p}{h}=\frac{\varphi(\mathrm{Re})\,\rho_в v_и^2}{l}, \qquad (12.56)$$

где $\Delta p/h$ — потеря напора, м, на единицу толщины зернистого слоя; $v_и$ — истинная средняя скорость потока в толще слоя, см/с; l — характерный линейный параметр — гидравлический радиус зернистого слоя, см; $\mathrm{Re}=\rho_в\cdot v_и\cdot l/\mu$ — число Рейнольдса; μ — динамическая вязкость, Па · с; $\varphi(\mathrm{Re})=\psi$ — коэффициент сопротивления.

В результате обобщения опытных данных получено следующее выражение для коэффициента ψ:

$$\psi=\frac{A}{\mathrm{Re}^{0,7}}, \qquad (12.57)$$

где A — постоянная величина (для определенного интервала значений Re), не зависящая от формы зерен загрузки.

Подставляя в формулу (12.56) значение ψ из уравнения (12.57) и заменяя $v_и=v/n$, где v — средняя скорость движения восходящего потока промывной воды, см/с, а n — пористость расширившейся загрузки, получим

$$\Delta p=\frac{A\mu^{0,7}\rho_в^{0,3}v^{1,3}}{n^{1,3}\,l^{1,7}}\,L. \qquad (12.58)$$

Гидравлический радиус зернистого слоя $l=n\cdot a^{-1}$, где a — суммарная поверхность зерен в единице объема загрузки, равная для шаровых зерен:

$$a_ш=6\,(1-n)\,d^{-1}, \qquad (12.59)$$

где d — диаметр шаровых зерен.

Для зерен любой формы

$$a=\alpha\,6\,(1-n)\,d^{-1}, \qquad (12.60)$$

где α — коэффициент формы зерен; d — диаметр шара, равновеликого по объему зернам загрузки. Тогда

$$l=\frac{nd}{\alpha\,6\,(1-n)}. \qquad (12.61)$$

Пористость плотно лежащей загрузки n_0 и пористость расширившейся загрузки n связаны соотношением

$$n=\frac{e+n_0}{e+1}. \qquad (12.62)$$

где e — относительное расширение загрузки при ее промывке, равное:

$$e=(h-h_0)/h_0.$$

Подставляя (12.62) в (12.61) получим

$$l=\frac{d(e+n_0)}{\alpha 6(1-n_0)}. \qquad (12.63)$$

Подставляя l по формуле (12.63) в выражение для Δp (12.58) и заменяя $h=h_0(e+1)$, получим

$$\Delta p=\frac{A6^{1,7}\alpha^{1,7}\mu^{0,7}\rho_в^{0,3}v^{1,3}(e+1)^{2,3}(1-n_0)^{1,7}h_0}{d^{1,7}(e+n_0)^3}. \qquad (12.64)$$

Как уже говорилось выше, при состоянии равновесия расширившейся загрузки $G=\Delta p$. Тогда, выражая G по формуле (12.54) и Δp по формуле (12.64), получим

$$(\rho_з-\rho_в)(1-n_0)gh_0=\frac{A6^{1,7}\alpha^{1,7}\mu^{0,7}\rho_в^{0,3}v^{1,3}(e+1)^{2,3}(1-n_0)^{1,7}h_0}{d^{1,7}(e+n_0)^3}. \qquad (12.65)$$

Отсюда можно найти скорость восходящего потока воды (в см/с) (т. е. необходимую интенсивность промывки), учитывая, что $\rho_в=1$:

$$v=\left(\frac{g}{A6^{1,7}}\right)^{0,77}\cdot\frac{(\rho_з-1)^{0,77}d^{1,31}}{\alpha^{1,31}\mu^{0,54}}\cdot\frac{(e+n_0)^{2,31}}{(e+1)^{1,77}(1-n_0)^{0,54}}. \qquad (12.66)$$

Данная формула показывает, что для достижения одного и того же значения относительного расширения загрузки скорость восходящего потока воды должна быть тем больше, чем больше плотность материала загрузки $\rho_з$ и диаметр d зерен загрузки; необходимая скорость v уменьшается с увеличением вязкости воды (т. е. при низких температурах воды) и с увеличением коэффициента формы, т. е. для угловатых частиц.

Формула (12.66) выведена для однородных загрузок, имеющих зерна одинаковой крупности. В действительности фильтрующие загрузки всегда состоят из зерен различного размера. Для таких загрузок величина d в формуле (12.66) заменяется величиной эквивалентного диаметра зерен $d_э$, которая подсчитывается по формуле (12.48).

Теоретические исследования, а также опыт эксплуатации фильтров рекомендуют следующие относительные расширения загрузок и необходимые интенсивности промывки (см. табл. 12.4). Для антрацитовых загрузок интенсивности промывки следует принимать на 70% меньшими, чем указаны в табл. 12.4 для песчаных загрузок скорых фильтров.

Для загрузок из кварцевого песка при $d_э>1$ мм в целях повышения эффекта отмывки, снижения расхода промывной воды и уменьшения размеров водоотводящих устройств (желобов, каналов, трубопроводов) целесообразно применение *водовоздушной промывки*. Ее режим назначается следующим: продувка воздухом с интенсивностью 15 ... 20 л/(с · м²) в течение 1 ... 2 мин, затем совместная водовоздушная промывка с интенсивностью подачи воздуха 15 ... 20 л/(с·м²) и воды 3 ... 4 л/(с·м²) в течение 4 ... 5 мин и последующая подача одной воды с интенсивностью 6 ... 8 л/(с · м²) в течение 4 ... 5 мин. При водовоздушной промывке воду и воздух следует подавать по раздельным трубчатым распределительным системам или через распределительные системы со специальными колпачками.

Водовоздушную промывку рекомендуется применять для песчаных фильтров с системой горизонтального отвода промывной воды с пескоулавливающим желобом, образуемым двумя наклонными стенками — отбойной и водосливной (рис. 12.13, В). При использовании фильтрующих загрузок из дробленых антрацита и керамзита водовоздушная промывка не допускается.

Скорость движения воды в трубопроводах, подающих и отводящих воду, назначают 1,5 ... 2 м/с. Для удаления воздуха из трубопровода, подающего воду на промывку фильтров, располагаемого ниже кромки их желобов, необходимо предусматривать стояки — воздушники диаметром 75 ... 150 мм.

Для промывки фильтра, особенно если его площадь велика, приходится в течение 7 ... 9 мин подавать большое количество воды, для чего требуется установка мощных насосов и электродвигателей. Например, даже для фильтра сравнительно небольшой площади в 20 м² при интенсивности промывки 15 л/(с · м²) требуется подавать 20×15=300 л/с и, следовательно, устанавливать насос с подачей 1080 м³/ч с мотором мощностью 50 кВт. При наличии же промывного бака требуемое для промывки количество воды может подаваться в бак в течение сравнительно длительного времени (в зависимости от графика промывки фильтров), для чего потребуется насос значительно меньшей производительности. В этом случае можно подавать воду и от водоводов насосной станции II подъема. С другой стороны, устройство бака, располагаемого на высоте 10 ...15 м от

Таблица 12.4

Фильтры	Материал загрузки	Характеристика фильтрующего слоя: диаметр зерен, мм			$k_н$	высота слоя, м	Скорость фильтрования, м/ч		ω, л/(с·м²)	$e_з$, %
		d_{min}	d_{max}	$d_{экв}$			$v_н$	$v_ф$		
Однослойные скорые фильтры с загрузкой различной крупности	Кварцевый песок	0,5	1,2	0,7 ... 0,8	1,8 ... 2	0,7 ... 0,8	5 ... 6	6 ... 7,5	12 ... 14	45
		0,7	1,6	0,8 ... 1,0	1,6 ... 1,8	1,3 ... 1,5	6 ... 8	7 ... 9,6	14 ... 15	30
		0,8	2,0	1,0 ... 1,2	1,5 ... 1,7	1,8 ... 2,0	8 ... 10	10 ... 12	16 ... 18	25
	Дробленый керамзит	0,5	1,2	0,7 ... 0,8	1,8 ... 2	0,7 ... 0,8	6 ... 7	7 ... 9	—	—
		0,7	1,6	0,8 ... 1,0	1,6 ... 1,8	1,3 ... 1,5	7 ... 9,5	8,5 ... 11,5	12 ... 15	40
		0,8	2,0	1,0 ... 1,2	1,5 ... 1,7	1,8 ... 2,0	9,5 ... 12	12 ... 14	—	—
Скорые фильтры с двухслойной загрузкой	Кварцевый песок	0,5	1,2	0,7 ... 0,8	1,8 ... 2	0,7 ... 0,8	—	—	—	—
							7 ... 10	8,5 ... 12	14 ... 16	50
	Дробленые керамзит или антрацит	0,8	1,8	0,9 ... 1,1	1,6 ... 1,8	0,4 ... 0,5	—	—	—	—

уровня пола первого этажа, как правило, вызывает увеличение объема строительных работ и удорожание строительства. Поэтому вариант подачи промывки воды выбирают на основании технико-экономических расчетов с учетом ряда местных условий: возможности получения мощных насосов и электродвигателей, возможности расположения промывного бака на естественном возвышении, производительности водоочистной станции и др. Вместимость бака для промывки фильтров подсчитывают, исходя из возможности последовательной промывки двух фильтров, по формуле

$$V_б = \frac{2wA60T}{1000} = 0,12wAT; \qquad (12.67)$$

где w — принятая интенсивность промывки фильтра, л/(с·м²); A — площадь одного фильтра, м²; T — продолжительность промывки фильтра, мин (см. табл. 12.4).

Подачу промывного насоса определяют как произведение площади одного фильтра на принятую интенсивность промывки. Промывной насос забирает воду из резервуара чистой воды, в котором дополнительно должен предусматриваться запас воды на две последовательно проводимые промывки. Следует устанавливать два промывных насоса, из которых один резервный. Напор, развиваемый промывным насосом, или высота расположения промывного бака над уровнем отводных устройств фильтра складывается из следующих величин: суммы гидравлических сопротивлений в трубопроводе и арматуре на пути движения промывной воды; сопротивлений в распределительной системе (дренаже) фильтра; сопротивления в загрузке фильтра; разности отметок отводных устройств фильтра и дна резервуара чистой воды (учитывается только при промывке от насоса); запаса не неучтенные сопротивления, принимаемого равным 1,5 ... 2 м. вод. ст.

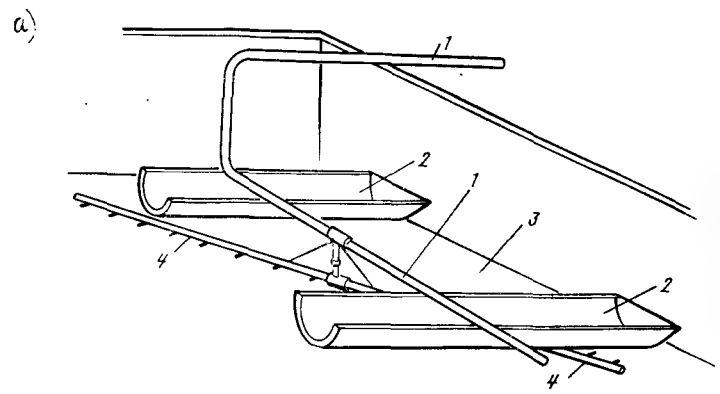
Сопротивления в трубопроводах подсчитывают по таблицам, исходя из скорости движения воды 2 ... 2,5 м/с, причем отдельно подсчитывают потери напора на местные сопротивления в тройниках, коленах, так как местные потери относительно велики по сравнению с сопротивлением в трубопроводе. Сопротивление в распределительной системе фильтра определяется при расчете этих систем (см. (12.53). Сопротивление в загрузке фильтра принимается равным высоте загрузки.

При реагентном умягчении воды или *реагентном обезжелезивании* наряду с обычной промывкой целесообразно применять поверхностную промывку с целью отмывки загрязнений в верхнем слое загрузки и экономии (до 50%) промывной во-

ды. Ее можно производить с помощью неподвижных или вращающихся промывных труб, или труб, располагаемых непосредственно над поверхностью фильтрующей загрузки. Струи воды, выходя с большими скоростями из отверстий или насадок промывной системы, разбивают и размельчают осевшие загрязнения, облегчая удаление их из фильтра. Размытый верхней промывкой фильтрующий слой в начале промывки снизу уже не поднимается вверх монолитным пластом, а взвешивается отдельными зернами в потоке промывной воды (рис. 12.15).

При вращающейся системе поверхностной промывки расходуется значительно меньшее количество промывной воды, чем при стационарной, при одинаковом качестве отмывки фильтрующего слоя. Кроме того, для изготовления вращающейся системы требуется значительно меньше труб. Однако, вращающую систему можно применять только для круглых и квадратных фильтров с размером фильтрующей площади не более 25 м². Для прямоугольных фильтров вращающуюся систему можно использовать при условии, если их площадь делится на два квадрата по 25 м² каждый. На прямоугольных фильтрах, не делимых на два квадрата, и на квадратных фильтрах площадью выше 25 м² следует применять *стационарную систему промывки.*

Вращающаяся система состоит из подвешенной трубы, от которой в центре фильтра опускается стояк, вращающейся пяты на стойке, двух горизонтально расположенных вращающихся труб с насадками и двух растяжек, придающих системе необходимую жесткость. Пята на стояке должна располагаться примерно на уровне кромок желобов, чтобы в нее не могли попадать зерна взвешенной фильтрующей загрузки. Общая длина вращающейся трубы принимается с таким расчетом, чтобы кон-



цы труб не доходили до стенок фильтра на 200 ... 250 мм. На каждом плече вращающейся трубы располагаются насадки таким образом, чтобы при вращении труб струи воды, выходящие из насадок на одном плече трубы, приходились между струями, выходящими из насадок другой трубы. Расстояние между соседними насадками принимают 200 ... 250 мм. При проектировании вращающейся системы для верхней промывки

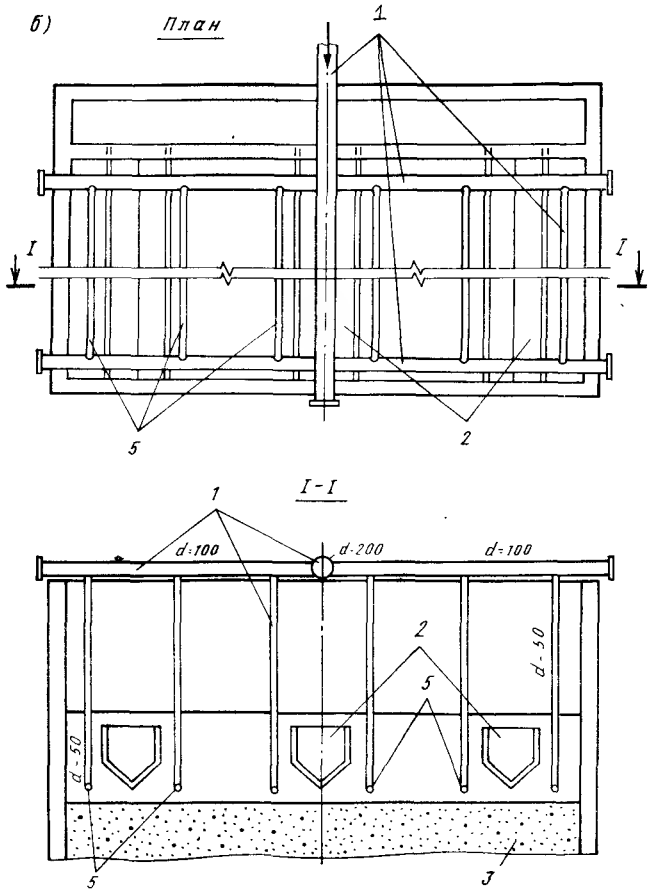


Рис. 12.15. Системы поверхностных промывок скорых фильтров: вращающаяся (*а*) и стационарная (*б*).

1 — водораспределительная система; *2* — желоба; *3* — слой фильтрующей загрузки; *4* — вращающаяся реактивная промывная система с соплами; *5* — стационарные перфорированные трубы.

следует принимать: интенсивность промывки — 0,5 ... 0,75 л/(с×
×м²); скорость движения воды в подводящих трубах — 2,5 ...
... 3 м/с; напор в подводящем стояке — 0,4 ... 0,5 МПа.

Стационарная система верхней промывки состоит из подводящих трубопроводов и ряда дырчатых труб, прокладываемых на расстоянии 6 ... 8 см над поверхностью фильтрующей загрузки. При проектировании стационарной системы следует принимать: интенсивность промывки — 3 ... 4 л/(с·м²); скорость движения воды в подводящих трубах — 2,5 ... 3 м/с; скорость выхода воды из отверстий — 8 ... 10 м/с; расстояние между дырчатыми трубами — 0,6 ... 1,0 мм; расстояние между отверстиями (направленными вниз под углом 45° к вертикали) — 8,0 ...
... 10,0 см; напор в подводящем трубопроводе — 0,3 ... 0,4 МПа.

12.7. Распределительные системы фильтровальных аппаратов

К распределительным (дренажным) системам скорых фильтров *предъявляются следующие* основные *требования*: *равномерность распределения промывной воды* по площади фильтра; *равномерность сбора фильтрованной воды* с площади фильтра; достаточная *механическая прочность*, выдерживающая массу воды и загрузки, а также давление воды при промывке фильтра; *незасоряемость отверстий* и щелей во время рабочего цикла и при промывке.

В настоящее время применяют следующие *типы распределительных систем: из щелевых труб* или *щелевого ложного дна* большого сопротивления, *без гравийных поддерживающих слоев*; трубчатый *дренаж большого сопротивления, располагаемый непосредственно в загрузке фильтра; колпачковый.*

СНиП 2.04.02—84 рекомендует применять распределительные системы большого сопротивления (трубчатые, колпачковые и в виде ложного дна), поскольку такие системы обеспечивают необходимую равномерность распределения промывной воды (см. рис. 12.1).

Трубчатые распределительные системы — чугунные, асбестоцементные, пластмассовые или *стальные трубы* с отверстиями диаметром 10 ... 12 мм, укладываемые параллельно на расстоянии 0,25 ... 0,35 м друг от друга в нижних слоях гравия и присоединяемые к коллектору (трубе большего диаметра или каналу), расположенному в середине днища фильтра параллельно его длинной стороне (см. рис. 12.1). От низа ответвлений до дна фильтра должно быть 8 ... 12 см. Отверстия в трубах располагают вертикально или в шахматном порядке на

расстоянии 15 ... 20 см в нижней части под углом 45° к вертикали. Общая площадь отверстий должна составлять 0,25 ...
... 0,5% площади фильтра.

В послевоенные годы разработано много новых конструкций распределительных устройств (сосунковые, пористые, сборные железобетонные и щелевые системы). Их большим достоинством является *отказ от поддерживающих слоев гравия*, благодаря чему уменьшаются высота и, следовательно, стоимость фильтра; кроме того, устраняется опасность неравномерного распределения воды из-за смещения поддерживающих слоев при промывке.

Щелевое распределительное устройство представляет собой систему труб со щелями или ложное щелевое дно. Ширина щелей должна быть на 0,1 мм меньше размера самой мелкой фракции загрузки. Для трубчатого щелевого дренажа следует применять трубы из нержавеющей стали, либо полиэтилена серии С или Т. Щели располагают равномерно поперек оси и по периметру трубы не менее чем в два ряда на расстоянии не менее 20 мм друг от друга. Общая площадь щелей — 1,5 ... 2% площади фильтра.

Колпачковая распределительная система представляет собой систему колпачков (рис. 12.16), монтируемых на дренажном (с отверстиями) дне или на распределительных трубах из расчета 35 ... 50 колпачков на квадратный метр площади фильтра. Отечественная промышленность выпускает колпачки двух видов: щелевые пластмассовые (ВТИ-К) и фарфоровые (ВТИ) или пористые. Скорость движения воды или водовоздушной смеси в щелях колпачков принимают не менее 1,5 м/с. Общая площадь проходных отверстий всех колпачков должна составлять 0,8 ... 1,0% рабочей площади фильтра.

Применение колпачковых дренажей в условиях водовоздушной промывки позволяет уменьшить расход промывной воды, снизить строительную стоимость сооружений за счет уменьшения диаметров трубопроводов и снижения объема резервуаров для хранения промывной воды. Эффект отмывки загрязнений из зернистой загрузки фильтра при водовоздушной промывке намного выше, чем при водяной, поэтому некоторое увеличение высоты фильтра с колпачковым дренажем и поддонным пространством по сравнению с фильтрами, не имеющими горизонтальной компенсации, полностью оправдывается большей эффективностью эксплуатации.

Распределительная система из пористых керамических или бетонных плит, устраиваемая в виде промежуточного днища, также не требует поддерживающего слоя. Керамические плиты выпускают размерами 40×40×5 или 25×50×5 см. Плиты из-

готовляют из зерен корунда на керамической связке. После формовки плиты обжигают при температуре около 1900 °С, благодаря чему они не поддаются действию влаги и растворов кислот, которые могут быть применены для очистки плит. Размеры пор в плитах в два с лишним раза больше размеров пустот в фильтрующем слое при среднем диаметре зерен песка 0,75 мм. Поэтому загрязнения, прошедшие через фильтрующий слой, проходят и через пористый дренаж, практически не загрязняя его. Плиты изготовляют и из пористого бетона сборными и реже в монолите. Замену плит производят через 7...8 лет.

При применении дренажа фильтров из пористого бетона следует обращать внимание на защиту бетона от коррозии, возникающей в связи с обработкой воды коагулянтом, а также на подачу воды на фильтры с содержанием взвеси не более 15 мг/л, крупностью не более 0,1 мм, во избежание кольматирования дренажа.

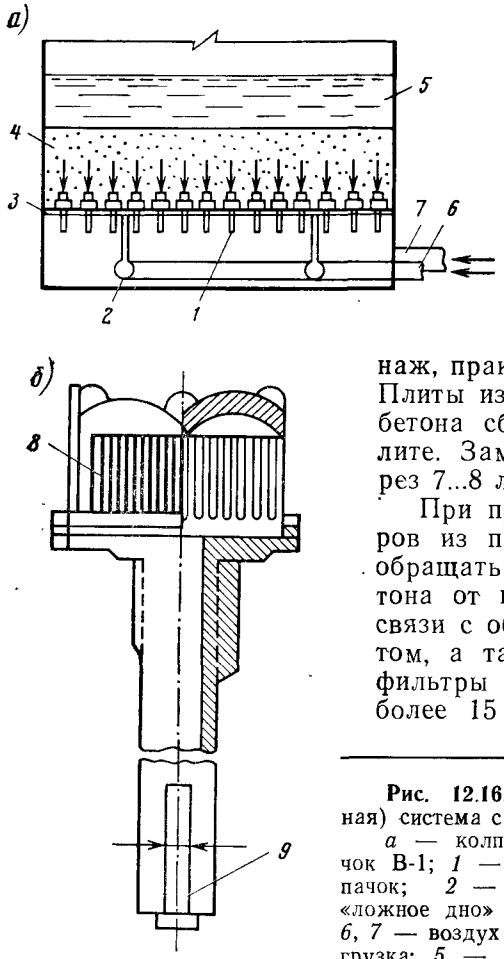


Рис. 12.16. Распределительная (дренажная) система с колпачками В-1.

а — колпачковый дренаж; *б* — колпачок В-1; *1* — длиннохвостный щелевой колпачок; *2* — воздухораспределитель; *3* — «ложное дно» в виде железобетонной плиты; *6, 7* — воздух и вода; *4* — фильтрующая загрузка; *5* — «водяная подушка»; *8* — щели; *9* — щель для входа воздуха

Представляет интерес устройство *безгравийных дренажей с использованием тонкослойных* (0,6 ... 0,8 мм) *щелевых труб из нержавеющей стали.* Изготовление щелевых дренажей из труб нержавеющей стали осуществляет Челябэнергоремонт Минэнерго РФ — электроискровым способом. К преимуществам подобных дренажей относятся: относительно небольшой расход металла; большая механическая прочность труб, позволяющая исключить устройство для них опор; стойкость труб против коррозии и абразивного воздействия; удобство монтажа и легкость прочистки щелей от взвеси и осадка путем обработки труб щелочью или кислотой.

При расчете распределительных систем сопротивление фильтрующей загрузки обычно не учитывалось, что исключало возможность равномерного распределения промывной воды по площади фильтра. Поэтому при расчете распределительных систем большого сопротивления следует обязательно учитывать сопротивление загрузки при ее промывке.

Физическая сущность действия распределительных систем большого сопротивления заключается в том, что гидродинамическая неустойчивость взвешенного слоя загрязненной загрузки парализуется сопротивлением отверстий или щелей на пути движения воды. Для обеспечения равномерности распределения промывной воды по площади фильтра необходимо, чтобы суммарное сопротивление на пути потока промывной воды (сопротивление в распределительной системе + сопротивление в загрузке) возрастало с увеличением интенсивности промывки. Математически это условие выражается уравнением

$$\frac{dH}{dw} \geqslant 0, \qquad (12.68)$$

которое должно сохраняться при любых значениях интенсивности промывки — от нуля до заданного. В этом уравнении H — мгновенная потеря напора в загрузке и в отверстиях распределительной системы; w — мгновенная интенсивность промывки. Уравнение (12.68) может быть представлено в следующем виде:

$$\frac{dH}{dw} = \left(\frac{dH}{dw}\right)_1 + \left(\frac{dH}{dw}\right)_2 + \left(\frac{dH}{dw}\right)_3 \geqslant 0; \qquad (12.69)$$

где $(dH/dw)_1$ — изменение потери напора в отверстиях или щелях распределительной системы; $(dH/dw)_2 = a_1$ — изменение потери напора в загрузке фильтра при массовом выносе загрязнений из нее; $(dH/dw)_3 = a_2$ — изменение потери напора в связи с гидродинамической неустойчивостью взвешенного слоя.

Как уже отмечалось выше, второе и третье слагаемые формулы (12.69) имеют отрицательное значение, поэтому эту формулу можно представить в виде

$$\frac{dH}{dw} \geqslant a_1 + a_2. \qquad (12.70)$$

Потеря напора в отверстиях или щелях распределительной системы (в м) равна:

$$H=\frac{w^2}{2gA^2\mu_1^2}, \qquad (12.71)$$

где w — интенсивность промывки фильтра, л/с·м²; μ_1 — коэффициент расхода; A — суммарная площадь отверстий или щелей, приходящихся на 1 м² фильтрующей поверхности, м².

После дифференцирования уравнения (12.70) получим

$$\left(\frac{dH}{dw}\right)_1=\frac{w}{g\mu_1^2A^2}. \qquad (12.72)$$

Подставляя полученное значение $(dH/dw)_1$ в уравнение (12.71) и решая относительно A^2, имеем

$$A^2\leqslant\frac{1}{g\mu_1^2}\frac{w}{a_1+a_2}, \qquad (12.73)$$

Значения производных a_1 определяются по экспериментальным кривым зависимости потери напора в загрузке от интенсивности, и значения производных a_2 для различных интенсивностей промывки подсчитывают по данным гранулометрического состава загрузки.

Расчеты, проведенные Е. А. Барановым, показали, что получаемые по формуле (12.73) значения необходимой площади отверстий или щелей распределительной системы Э (для достижения равномерности распределения промывной воды) весьма близки к тем, которые установлены в процессе многолетней эксплуатации скорых фильтров и принимаются равными 0,2 ... ... 0,25% от площади фильтрующей поверхности. Эта норма принята и СНиПом при расчете площади отверстий и щелей распределительных устройств (для дренажной системы, фильтров АКХ эта норма составляет 1,5 ... 2%). Размеры отверстий принимают 10 ... 12 мм, а ширину щелей — по размеру наименьших фракций фильтрующей загрузки (обычно 0,4 ... 0,5 мм). При определении числа дренажных колпачков следует иметь в виду, что площади щелей на серийно выпускаемых колпачках составляет: на колпачке ВТИ-2 — 240 мм² и на колпачке ВТИ-5 — 192 мм².

Диаметры трубопроводов распределительной системы подбирают по максимальной скорости движения воды в них 1,5 ... ... 2 м/с, а диаметр дренажных труб, располагаемых в фильтрующей загрузке фильтров АКХ, ДДФ — по скорости движения воды не более 1 м/с.

Потеря напора в распределительной системе (в м) определяется по формуле (12.53).

12.8. Современные конструкции фильтровальных аппаратов

В современной отечественной и зарубежной практике используется много различных конструкций фильтровальных аппаратов с зернистой загрузкой. Основными тенденциями в их развитии являются: повышение надежности работы распределительной системы, отказ от применения поддерживающих слоев загрузки, использование новых фильтрующих материалов с большей адгезионной способностью, отказ от устройства водосборных желобов и переход на боковой отвод промывной воды, применение водовоздушной промывки, устройство фильтрующих загрузок повышенной грязеемкости.

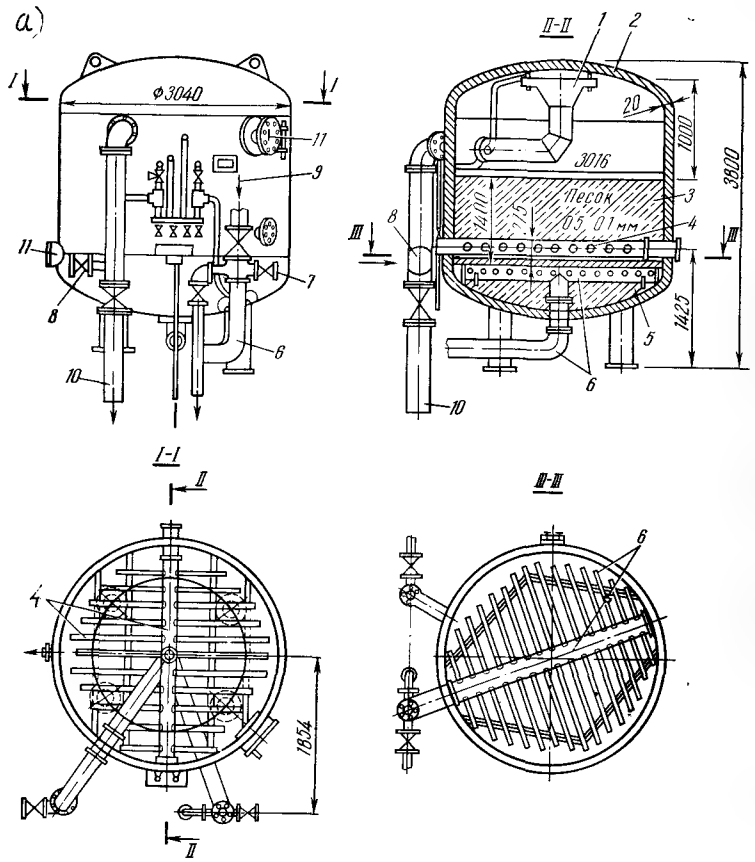
На рис. 12.1, а, б — показаны схемы открытых скорых фильтров с боковым карманом.

При площади одного фильтра более 30 м² его делят на две равные части распределительным каналом. Этот канал по высоте разбит на два изолированных друг от друга яруса. Через верхний ярус производится подача осветляемой воды и отвод загрязненной промывной воды, а через нижний — отвод фильтра и подвод вниз фильтра промывной воды.

На рис. 12.17, а изображен *напорный скорый фильтр*, серийно выпускаемый нашей промышленностью. Подача осветляемой воды и отвод промывной осуществляется через центрально расположенную воронку, обращенную широким концом кверху, или кольцевой перфорированный трубопровод. Фильтр не имеет поддерживающих слоев и фильтрующий материал располагается непосредственно на колпачковом или щелевом дренаже. Промывка загрузки предусмотрена водовоздушная, для чего фильтр снабжен специальной распределительной системой для подачи во время промывки сжатого воздуха. Эта распределительная система располагается в фильтрующей загрузке над основным дренажем фильтра. Загрузка фильтра производится через верхний лаз. Для гидравлической выгрузки фильтрующей загрузки предусмотрен специальный разгрузочный штуцер. На рис. 12.17, б показан фильтр с загрузкой из вспененного полистирола.

Нашей промышленностью серийно выпускаются (табл. 12.5) напорные вертикальные фильтры пяти типоразмеров. Высота фильтрующей загрузки в фильтрах всех размеров принята 1,2 м. Наибольший диаметр напорного фильтра из условий

удобства перевозки железнодорожным транспортом принят 3,4 м, фильтрующая площадь такого фильтра составляет 7,1 м². Поэтому при более или менее значительной производительности водоочистной установки приходится устраивать большое число фильтров и арматуры, что удорожает строительство и усложняет эксплуатацию фильтров. Число устанавливаемых напорных фильтров может быть сокращено примерно в 4 раза в случае применения горизонтальных напорных фильтров, площадь фильтрования которых составляет 28 ... 30 м², или вертикальных двух — и трехкамерных фильтров.



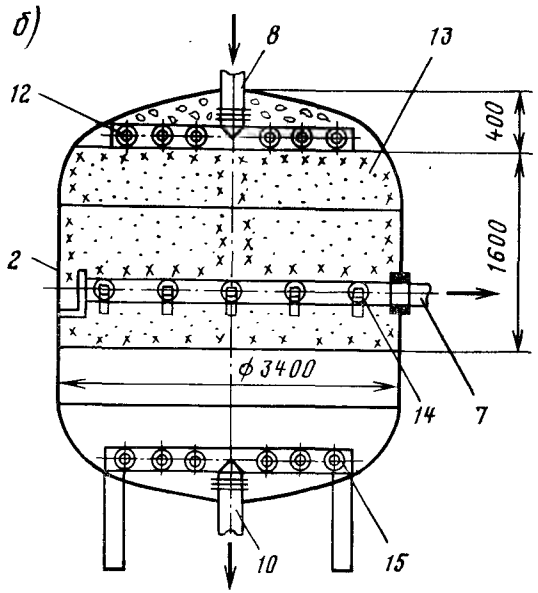


Рис. 12.17. Вертикальные напорные скорые фильтры с керамзитовой (*а*) и пенополистирольной (*б*) загрузкой.

1 — распределительно-сборная воронка; *2* — стальной корпус; *4* — распределительная система из щелевых труб; *3* — загрузка из песка; *5* — бетонная «подушка»; *6* — подача воздуха; *7, 8* — отвод фильтрата и подача исходной воды; *9, 10* — подача и отвод промывной воды; *11* — люк; *12, 14* — распределительная и дренажная система с сетчатыми патронами; *13* — загрузка из вспененного полистирола; *15* — система сбора промывной воды; *16* — сброс воздуха

Таблица 12.5

Название фильтра	Шифр	Завод изготовитель	Диаметр, мм	Строительная высота, мм	Масса фильтра без арматуры, кг	Нагрузочная масса, т	Цена, руб. (1984 г.)
1	2	3	4	5	6	7	8
Осветительный вертикальный	ФОВ-1,0—6	БиКЗ	1000	2964	897*	4,0	360
	ФОВ-1,0—6	БиКЗ	1000	3040	952*	3,5	—
	ФОВ-1,4—6	БиКЗ	1400	3392	1 544	5,5	—
	ФОВ-1,5—6	БиКЗ	1500	3357	1 576*	8,5	550
	ФОВ-2,0—6	ТКЗ	2000	3630	2 080	15,0	840
	ФОВ-2,6—6	ТКЗ	2600	4015	3 690	28,0	1150
	ФОВ-3,0—6	ТКЗ	3000	4385	4 729	37,0	1500
	ФОВ-3,4—6	ТКЗ	3400	4545	6 276	50,0	1850

1	2	3	4	5	6	7	8
Осветительный вертикальный двухкамерный	ФОВ2К-3,4—6	ТКЗ	3400	5500	9 280	70,0	2700
Осветительный вертикальный трехкамерный	ФОВ3К-3,4—6	ТЗК	3400	7060	12 987	102,0	4300
Осветительный горизонтальный	ФОГ-3,6—10,5	ТКЗ	3000	H=4630 — =10500	14 000	117,0	3900
	ФОГ-3,6—5,5	ТКЗ	3000	H=4630 — =5510	8 165	62,0	2600
Сорбционный угольный для обезмасливания конденсата	ФСУ-2,6	ТКЗ	2000	4930	2 644	15,0	1200
	ФСУ-2,6—6	ТКЗ	2600	5200	4 283	27,0	1600
	ФСУ-3,6	ТКЗ	3000	5470	5 214	36,0	1900
	ФСУ-3,4—6	ТКЗ	3400	5740	7 445	47,0	2600
Сорбционный целлюлозный (намывной)	ФСЦ-1,6—10	ТКЗ	1600	4925	3 398	14,0	4400
	ФСЦ-2—10	ТКЗ	2000	5330	5 288	18,0	5700

* Масса аппаратов Бийского котельного завода дана с арматурой

На рис. 12.18 показан *горизонтальный напорный фильтр системы А. Г. Туганова.* Фильтр не имеет поддерживающих гравийных слоев. Подача осветляемой воды на фильтр и отвод промывной воды осуществляются по двум дырчатым трубам диаметром 150 мм. Трубы подвешены у верха фильтра параллельно его продольной оси. Фильтрующий слой располагается непосредственно на щелевом дренаже, который выполнен из сборных стальных плит с зазорами между ними величиной 4 мм; эти зазоры перекрываются пластинками из нержавеющей стали таким образом, чтобы по всей длине образовывались щели шириной 0,4 мм. Под щелевым днищем размещен дренажный коллектор диаметром 300 мм. Диаметр частиц составляет 0,5 ... 1,5 мм фильтрующей загрузки. Промывка загрузки предусмотрена водовоздушной.

На рис. 12.19, а показан *фильтр ДДФ.* Верхний наддренажный слой фильтрующей загрузки устраивают из керамзита (полимеров) и песка толщиной по 0,3 м, что позволяет увеличить

скорость фильтрования до 25 м/ч при фильтроцикле в 10 ... ... 12 ч.

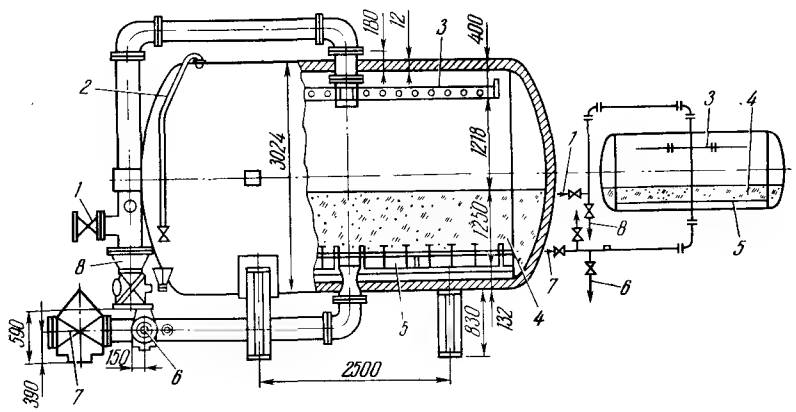


Рис. 12.18. Горизонтальный напорный фильтр системы А. Г. Туганова.

1, 6 — подача исходной воды и отвод фильтрата; *2* — воздушник; *3, 5* — водораспределительная и дренажная система; *4* — фильтрующая загрузка; *7, 8* — подача и отвод промывной воды

Напорные фильтры АКХ серийно выпускает наша промышленность тех же пяти диаметров, что и обычных напорных фильтров. Для улучшения условий промывки предусмотрен подвод в фильтры сжатого воздуха, который равномерно распределяется с помощью распределительной системы, расположенной в загрузке непосредственно над нижним дренажем. Фильтры не имеют поддерживающих слоев, вследствие чего нижний дренаж выполняют в виде ряда распределительных труб с щелевыми колпачками.

Выпускают также *горизонтальные напорные фильтры АКХ*, близкие по конструктивному оформлению к фильтрам системы А. Г. Туганова, но с двухпоточным фильтрованием — снизу и сверху. Фильтры имеют диаметр ≃3 м, высоту нижнего слоя — 1,08 м, верхнего — 0,5 м, длину 10 ... 16 м, площадь фильтрования ≃30 м². Как указывалось, в фильтрах АКХ значительно повышается *грязеемкость* фильтрующей загрузки, но, как видно из приведенных рисунков, конструкция их сложнее, чем обычных скорых фильтров.

Более простыми являются *фильтры с двухслойной загрузкой.* В конструктивном отношении они не отличаются от обычных скорых фильтров, и двухслойная загрузка может быть применена в обычном скором фильтре без какой-либо дополнитель-

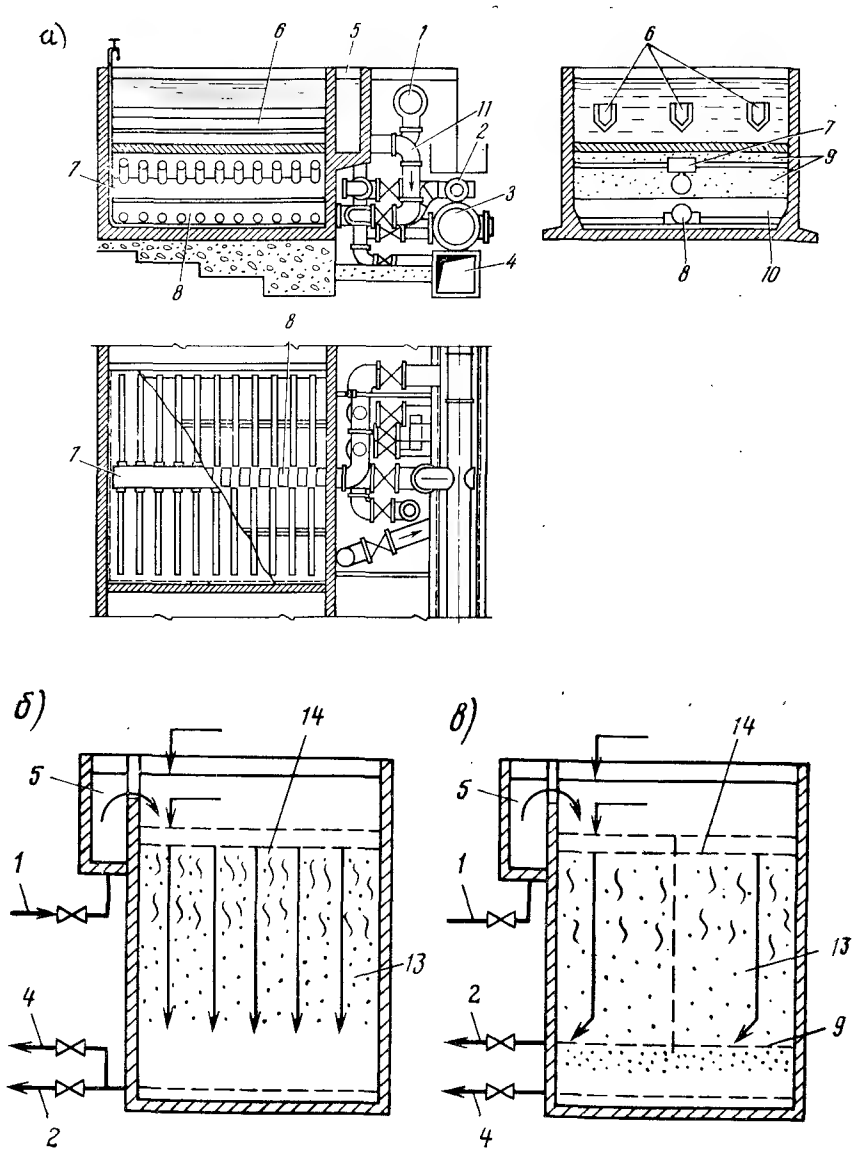
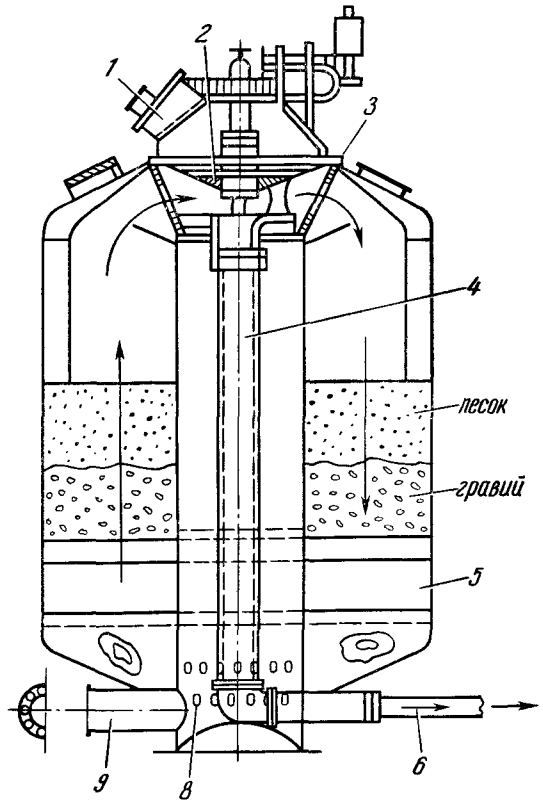


Рис. 12.19. Схема фильтра ДДФ (*а*), ФПЗ-3 ((*б*) и ФПЗ-4 (*в*).
1, 3 — магистральные трубопроводы исходной и фильтрованной воды; *2, 4* — трубопровод подачи промывной и канал отвода воды после промывки; *5* — боковой карман; *11* — распределительная система; *10* — нижний (поддренажный) слой фильтрующей загрузки; *9* — щелевой дренаж; *8* — верхняя наддренажная двухслойная (керамзит — песок) загрузка; *6* — водосборные желоба; *7* — воздушник; *12* — отвод исходной воды на фильтрование снизу вверх; *13* — зерна вспененного полистирола; *14* — сетка

ной конструктивной переделки. В табл. 12.4 приведены параметры устройства и работы фильтра с двухслойной загрузкой.

При подготовке питательной воды ТЭС применяют фильтры АКХ с загрузкой из *термоантрацита*, который получают путем термической обработки антрацита, без доступа воздуха в шахтных печах при температуре свыше 1000 °С. В этих условиях антрацит лишается влаги, летучих и части пиритной серы; одновременно возрастает плотность антрацита (до 1,8) и его механическая прочность.

В схемах технического водоснабжения значительное распространение получили *каркасно-засыпные фильтры* и *напорные сверхскоростные осветлительные фильтры системы Г. Н. Никифорова* (рис. 12.20), которые фильтруют воду со скоростью 50 ... 100 м/ч. Фильтр представляет собой цилиндрический корпус с цилиндрической камерой внутри. Пространство между этими цилиндрами разделено вертикальными перегородками на



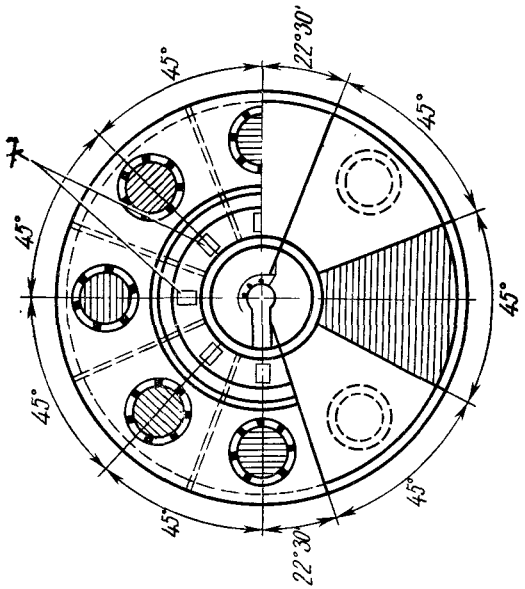


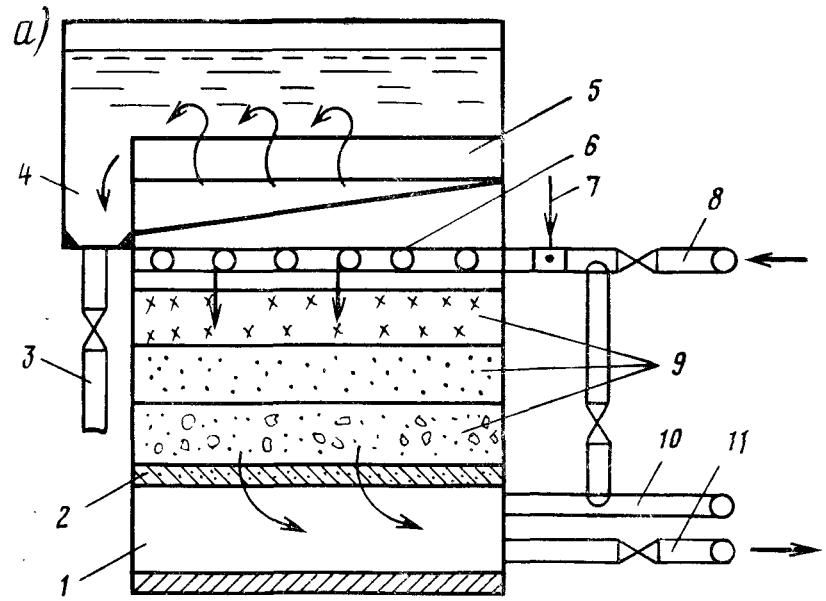
Рис. 12.20. Схема сверхскоростного фильтра конструкции Г. Н. Никифорова. *5* — поддон; *2* — распределительное устройство; *3* — вращающийся патрубок; *6, 5* — отвод и подача промывной воды через поддон *5*; *4* — центральный стояк; *7* — щели подачи исходной воды; *1, 9* — подача исходной и отвод фильтрованной воды; *8* — отверстия для сбора фильтрата

восемь отсеков-фильтров с песчано-гравийной загрузкой. В действии находятся семь отсеков, а один — на промывке. В связи с тем, что фильтр засоряется очень быстро, продолжительность фильтроцикла в каждом отсеке не превышает 1 ... 2 ч.

Учитывая, что производительность фильтра лимитируется его размерами и при диаметре фильтра 3 м не превышает 150 м³/ч, Г. Н. Никифоров предложил батарейный тип сверхскоростных напорных фильтров с автоматической системой промывки. Все фильтры, входящие в блок, связаны единым гидравлическим режимом.

В системах муниципального, а также производственного водоснабжения нашел применение *прямоточный открытый контактный фильтр КФ-5* (рис. 12.21, а) с трехслойной фильтрующей загрузкой (по 0,5 каждый). Верхний слой (керамзит, аглопорит, полимеры) имеет крупность зерен 2,3 ... 3,3 мм; средний (антрацит, керамзит, горелые породы) — 1,25 ... 2,3 мм; нижний (кварцевый или гранитный песок, горелые породы) — 0,8 ... 1,25 мм. Скорость фильтрования до 20 м/ч, интенсивность промывки 15 л/(с·м²), продолжительность — 6 ... 8 мин.

Осветление воды на высокопроизводительных *самопромывающихся фильтрах ВСФ-2000* непрерывного действия широко используют в системах производственного водоснабжения. Высокопроизводительные самопромывающиеся фильтры (ВСФ-2000) применяют для предочистки высокомутной воды с последующей ее доочисткой; в схемах одноступенчатой очистки воды, используемой для производственного водоснабжения при сравнительно невысоких требованиях к ее качеству (содержание взвешенных веществ 50 ... 1000 мг/л); для удаления планктона взамен микрофильтрации; для очистки оборотной воды от взвешенных веществ. По данным завода-изготовителя, фильтры ВСФ-2000 могут задерживать частицы размером 0,01 мм и выше при суммарном количестве взвешенных веществ 500 ... 1000 мг/л. Общая высота фильтра 5,17 м, ширина 2,545 м, диаметр 2.032 м. Производительность фильтра 2000 м³/ч, при скорости фильтрования 600 ... 700 м/ч. Расход воды на промывку составляет 2 ... 5%.



Очистка воды на *двухкамерных напорных фильтрах* (рис. 12.22) без предварительного осветления получила распространение в системах промышленной водоочистки. Известно, что грязеемкость обычных скорых фильтров не превышает 1,5 кг/м², а грязеемкость двухкамерных фильтров достигает 40 кг/м² при скорости фильтрования 15 ... 25 м/ч в первой и 6 ... 10 м/ч во второй камере. Оптимальная доза коагулянта для воды мутностью до 100 мг/л составляет 7 мг/л (что на 70% меньше

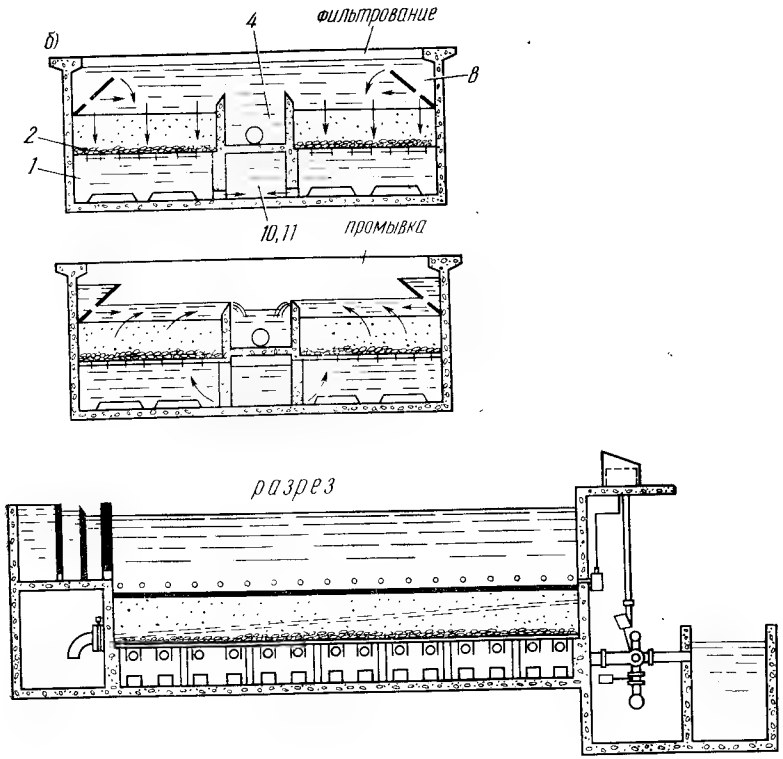


Рис. 12.21. Схема контактного фильтра КФ-5 (*а*) и системы Дегремон (*б*).

1 — поддон; *2* — ложное дно (распределительное устройство) из пористого полимербетона; *3*, *10* — отвод и подача промывной воды; *4* — боковой карман; *5* — водосборные желоба; *6* — перфорированные трубы водораспределительной системы; *7* — ввод реагентов; *8*, *11* — подача исходной воды и отвод фильтрата; *9* — три слоя фильтрующей загрузки

обычной дозы). При мутности исходной воды до 20 мг/л очистку воды на двухкамерных фильтрах можно производить без коагуляции. Предельное количество взвешенных веществ в воде, подлежащей очистке, для паводкового периода не должно превышать 1000 мг/л. Предложенная технологическая схема позволяет производить очистку воды для технического водоснабжения большинства равнинных рек только на двухкамерных фильтрах без предварительного отстаивания, что дает экономию на строительной стоимости 100 ... 150 тыс. руб. для завода производительностью 100 тыс. м³/сут.

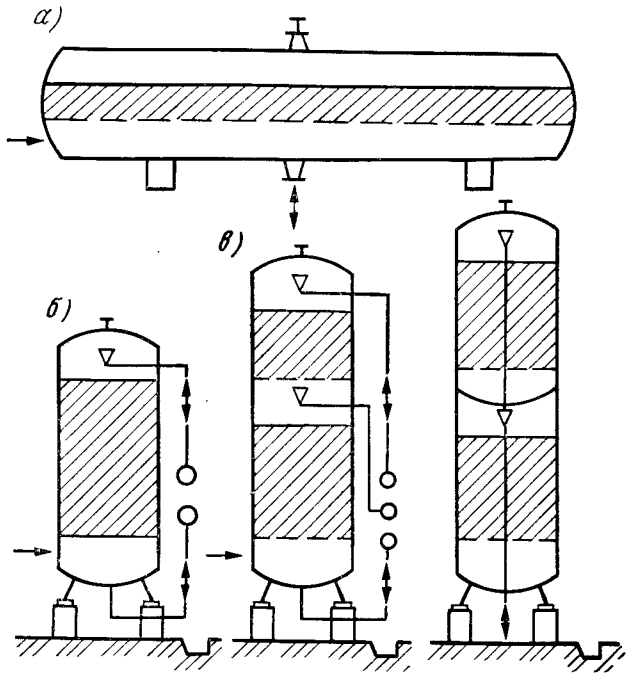


Рис. 12.22. Схемы напорных осветлительных фильтров.
а — горизонтальный; *б* — вертикальный; *в* — двухкамерный вертикальный

Использование *фильтров с плавающей полимерной загрузкой* (см. рис. 12.19, б) является одним из путей интенсификации процесса фильтрования природных вод. В результате сравнения технико-экономических показателей М. Г. Журбой установлено, что наиболее рациональными в настоящее время являются гранулы вспененного полистирола, полученные в результате спекания. В настоящее время промышленностью освоен массовый выпуск различных марок пенополитирола и шунгизита. В последующем, после освоения промышленностью, могут найти применение в качестве плавающих загрузок газонаполненные гранулы керамзита, котельные и металлургические шлаки, а также различные полимерные материалы, обладающие достаточной механической прочностью, химической стойкостью и пористостью.

Замена тяжелых фильтрующих загрузок на плавающие существенно меняет технологию фильтрования воды, позволяет увеличить допустимую по сравнению с кварцевыми фильтрами концентрацию взвеси в исходной воде и скорость фильтрования, значительно упростить регенерацию загрузки, позволяет отказаться от установки промывных насосов и специальных емкостей для воды. М. Г. Журбой подтверждено, что гранулы полистирола обладают более высокими адгезионными и электрокинетическими свойствами по сравнению с зернами песка и их применение интенсифицирует процесс фильтрования в целом.

В настоящее время в практику водоочистки внедряют *напорные фильтры с плавающей загрузкой* (ФПЗ) для очистки производственных вод прокатных станов, а также ФПЗ для осветления природных вод. В зависимости от содержания и характера взвеси в воде, подаваемой на очистные сооружения, а также от производительности водоочистного комплекса предложены следующие основные схемы фильтрования: через многоярусные или многослойные фильтры с убывающей крупностью гранул по ходу движения осветляемой воды снизу вверх (ФПЗ-2, ФПЗ-3, КФПЗ); через фильтры большой грязеемкости при фильтровании воды сверху вниз; с горизонтальным направлением фильтрования; с непрерывной регенерацией загрузки.

Исследованиями В. О. Орлова установлено, что при безреагентной очистке воды на ФПЗ-2 и ФПЗ-3 для получения фильтрата, отвечающего нормам ГОСТа на питьевую воду, рекомендуется принимать: допустимое содержание взвеси в воде — до 500 мг/л; скорость фильтрования (в зависимости от физико-химических свойств воды и взвеси) — 0,6 ... 2 м/ч; общую толщину двухъярусной или двухслойной загрузки — до 0,7 ... 1,2 м; диаметр гранул плавающей загрузки — 0,3 ... 1,5 мм; интенсивность промывки загрузки — 10 ... 12 л/(с·м²); продолжительность промывки — 3 ... 4 мин. При промывке фильтров подача промывной воды осуществляется сверху вниз (табл. 12.6).

В случае очистки природных вод для производственных целей скорость фильтрования на ФПЗ может быть установлена в пределах 20 ... 25 м/ч, содержание взвеси в фильтрате на протяжении фильтроцикла не должно превышать 20 мг/л. Суммарные потери напора за фильтроцикл достигают 2,6 м.

Результаты исследований работы контактных ФПЗ подтверждают целесообразность внедрения их в практику фильтрования природных вод для питьевых целей. Раствор реагента вводится в фильтр непосредственно перед фильтрующей загрузкой. Положительный результат работы ФПЗ был получен так-

Таблица 12.6

Технические характеристики фильтров с плавающей загрузкой (по данным М. Г. Журбы)

Тип фильтра	Характеристика фильтрующего слоя			Режим фильтрования					Режим промывки		
	тип загрузки	диаметр гранул, мм	высота слоя, мм	мутность воды, мг/л: исходной	мутность воды, мг/л: фильтрата	скорость фильтрования, м/ч: номинальная	скорость фильтрования, м/ч: максимальная	фильтроцикл, ч	интенсивность, л/(с²)	продолжительность, мин	относительное расширение, %
				При контактном реагентном фильтровании воды							
КФПЗ-1	Однослойная	1,0—1,25	1,0—1,2	200	1,5	7—8	10	10	12—15	3—4	40
КФПЗ-3	»	0,5—8,0	1,2—1,5	200	1,5	3—4	5	10	10—12	3—4	50
КФПЗ-4	»	0,5—8,0	1,2—1,5	200	1,5	8—9	10	10	10—12	3—4	50
КФПЗ-6	Двухслойная*	0,6—1,0 / 1,1—1,4	0,5 / 0,3	150	1,5	7—8	10	10	13—15	3—4	50
				При безреагентном фильтровании воды							
ФПЗ-1	Однослойная	2,0—4,0	0,1								
		1,0—2,0	0,1								
		0,5—0,8	0,2	100	1,5	0,6—1,5	2	12	10—12	3—4	60
		0,25—0,5	0,3								
		0,8—1,0	0,3								
ФПЗ-6	Двухслойная*	4,0—6,0	0,1								
		1,0—2,0	0,1	300	1,5	1,0	1,5	8	10	3—4	60
		0,5—0,8	0,3								
		0,25—0,5	0,4								

* В числителе дроби приведены значения для верхнего слоя, в знаменателе — для нижнего

же при очистке природной воды от фито- и зоопланктона. При скорости фильтрования 4 ... 7 м/ч достигается удаление из очищаемой воды 90 ... 95% планктона при незначительных потерях напора.

Фильтры с крупнозернистой загрузкой для частичного осветления воды конструктивно аналогичны обычным скорым фильтрам. Фильтрующая загрузка однослойна. Для песка крупность зерен принимается 1 ... 2 или 1,6 ... 2,5 мм соответственно, высота фильтрующего слоя 1,5 ... 2,0 и 2,5 ... 3 м, скорость фильтрования 10 ... 12 и 13 ... 15 м/ч. Режим промывки следующий: взрыхление загрузки воздухом 15 ... 25 л/(с·м²) в течение 1 мин, водовоздушная промывка 3,5 ... 5 л/(с·м²) воды и 15 ... 25 л/(с·м²) воздуха в течение 5 мин, отмывка водой 7 ... 9 л/(с·м²) в течение 3 мин.

12.9. Обработка воды фильтрованием через осадки

12.9.1. Медленные фильтры

В *медленных фильтрах* осветления воды достигают за счет *пленочного фильтрования*. Мелкозернистая фильтрующая загрузка, имеющая мелкие поры, вначале задерживает на своей поверхности наиболее крупные частицы. Последние, заклиниваясь в порах, сужают их сечение, благодаря чему начинает задерживаться более мелкая взвесь. Этот процесс быстро прогрессирует, в порах задерживаются все более и более мелкие частицы, а затем коллоиды и даже бактерии. Так на поверхности фильтра образуется фильтрующая пленка с очень тонкими порами. После этого качество фильтрата становится весьма высоким. Задержанные пленкой бактерии и органические вещества обусловливают возникновение в ней биологических процессов, включая развитие низших организмов, поглощающих бактерии. Зерна песка обрастают студенистой массой, являющейся хорошим сорбентом. В результате биологических процессов большинство (до 99%) бактерий, находящихся в воде, задерживается пленкой и погибает. Созревшую фильтрующую пленку медленных фильтров называют биологической. С течением времени биологические процессы начинают захватывать и более глубокие слои (30 ... 40 см). Здесь через 2 ... 6 сут зерна песка также обволакиваются слизью, которая хорошо сорбирует коллоиды и бактерии. Одновременно происходят окислительные процессы, в результате которых органические вещества минерализуются.

Для созревания биологической пленки и медленного фильтра в целом необходимо от 2 сут и более. В. С. Оводов выделяет *две фазы созревания медленного фильтра: осветлительное созревание*, когда фильтр начинает давать светлую воду, и *бактерицидное*, когда число бактерий в фильтрате снижается до допустимой нормы. Продолжительность осветлительного созревания — от одного до нескольких часов. Для бактерицидного созревания требуется 0,5 ... 2 сут, а в случае свежей фильтрующей загрузки и более.

При медленном фильтровании взвеси в основном (до 90 ... 95%) задерживаются на пленке и в самом верхнем слое фильтра толщиной около 2 ... 3 см. В глубь песка вследствие небольшой скорости фильтрования и малого размера пор взвесь переносится в небольшом количестве, поэтому накопление их в толще фильтрующего слоя идет очень медленно. В связи с этим при очистке медленных фильтров очищают только верхний слой песка. Часто этот слой просто удаляют, после чего фильтр снова может фильтровать воду. Вследствие малой скорости фильтрования накопление загрязнений в медленном фильтре протекает замедленно. При небольшой мутности воды чистка фильтра необходима через 1 ... 2 месяца.

Схема медленного фильтра показана на рис. 12.23. На дне фильтра устраивают дренаж, на который укладывают поддер-

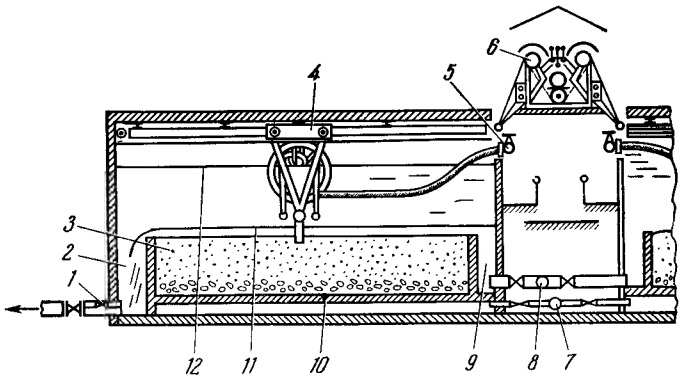


Рис. 12.23. Медленный фильтр конструкции В. С. Оводова. *2* — нижний карман; *10* — пористая бетонная плита (дренаж); *3* — песчаный фильтрующий слой; *9* — верхний карман; *7* — трубопровод фильтрованной воды; *6* — механизм привода рыхлителя; *5* — трубопровод, подающий промывную воду к рыхлителю; *8* — трубопровод, подающий в корпус фильтра осветляемую воду; *11*, *12* — уровни воды при промывке и фильтровании; *4* — каретка рыхлителя, движущаяся по монорельсу; *13* — трубопровод, подающий промывную воду; *1* — канализационная труба для отвода промывной воды

живающий слой из гравия с уменьшающейся крупностью зерен, и поверх него насыпают фильтрующий слой из кварцевого песка.

Для получения хорошего качества фильтрата на протяжении всего периода работы фильтра необходимо поддерживать постоянную скорость фильтрования. Высоту слоя воды над песком принимают равной 1,5 м.

Дренаж медленного фильтра чаще выполняют из дырчатых бетонных плит, опертых на бетонные столбики, или в виде крытых дрен, выложенных из хорошо обожженного кирпича. Иногда применяют гончарные или керамические трубы (без заделки стыков) или дырчатые асбестоцементные трубы. В фильтрах с площадью до 15 м² дренаж можно не устраивать; в этом случае для отвода воды служит лоток, заглубленный в бетонное днище, перекрытый кирпичами или плитками. Для устройства дренажа применяют также плитки из пористого бетона без поддерживающих слоев.

Поддерживающие слои из гравия или щебня и крупного песка с уменьшающейся крупностью зерен укладывают на дренаж так, чтобы через верхний слой не выносило песок фильтрующего слоя.

Фильтрующий слой насыпают из чистого промытого кварцевого песка с размером зерен 0,3 ... 1 мм. При механизированной поверхностной промывке фильтра толщину фильтрующего слоя принимают 0,8 м. При ручной очистке фильтра ее увеличивают до 1,2 м. Это позволяет несколько раз подряд очищать фильтр со снятием верхнего загрязненного слоя, не добавляя песка, пока толщина его не уменьшится до 0,8 м. После этого фильтр досыпают промытым песком до прежней отметки. При ручной очистке верхний загрязненный слой песка толщиной около 2 ... 3 см вместе с фильтрующей пленкой снимают лопатами и направляют для перемывки, а фильтр снова пускают в работу. После 10 ... 12 чисток, когда слой песка в фильтре уменьшится до 80 см, в фильтр досыпают свежий перемытый песок, доводя толщину фильтрующего слоя до начальной. После примерно 20 циклов необходимо перемывать весь слой песка.

В последнее время разработаны более совершенные способы очистки медленных фильтров путем промывки верхней части фильтрующего слоя поверхностным током воды с одновременным рыхлением песка струями воды или механическими рыхлителями. В первом случае струи воды, вытекающие из отверстий подвижной трубы с большой скоростью, размывают пленку и верхний слой песка. При этом загрязнения вымываются из песка, транспортируются той же водой по поверхности

фильтра и отводятся в сток. Во втором случае рыхление осуществляется механическими граблями. Взмученные загрязнения выносятся током воды, пускаемой небольшим слоем по поверхности фильтра. Расход воды на смыв загрязнений определяют по норме 9 л/с на 1 м ширины фильтра. Продолжительность смыва 10 ... 20 мин.

Фильтроцикл медленного фильтра при очистке со снятием верхнего слоя песка складывается из: *фильтрования* (около 30 ... 50 сут), *очистки* (1 ... 2 сут), *созревания* (со сбросом первого фильтрата 1 ... 2 сут); всего 32 ... 54 сут. При гидравлическом смыве загрязнений и большой мутности воды фильтроцикл медленного фильтра может быть сокращен в десятки раз.

Площадь медленных фильтров с длительным фильтроциклом $A_ф$ (в м²) определяют расчетом по расходу Q и по нормальной скорости фильтрования $v_н$, которую принимают 0,1 ... ... 0,2 м/ч, в зависимости от мутности воды:

$$A_ф = \frac{Q}{v_н}. \qquad (12.74)$$

Количество фильтров N принимают не менее четырех с учетом того, что один из них может быть отключен для ремонта (или для очистки). При выключении одного фильтра на ремонт остальные работают в форсированном режиме со скоростью фильтрования $v_ф$ (в м/ч)

$$v_ф = \frac{v_н N}{N-1}.$$

Скорость фильтрования на медленных фильтрах при форсированном режиме не должна превышать 0,2 ... 0,3 м/ч. В случае невыполнения этого требования либо увеличивают число фильтров, либо уменьшают скорость фильтрования при нормальном режиме.

Медленные фильтры при очистке со снятием верхнего слоя песка рекомендуется применять на станциях безреагентной очистки с производительностью $\leqslant 1000$ м³/сут при мутности исходной воды до 50 мг/л. При большей мутности сильно сокращается продолжительность рабочего периода, и фильтры приходится часто чистить. При гидравлическом смыве загрязнений пленки (без удаления песка) на медленных фильтрах можно осветлять воду с большой мутностью — до 1500 мг/л. Их можно применять на станциях с любой производительностью.

Когда мутность воды в источнике превышает допустимую, необходимо перед медленными фильтрами воду предварительно осветлять в горизонтальных отстойниках или на *предвари-*

тельных фильтрах (так называемых префильтрах). *Префильтры* также рекомендуется применять при большом содержании в воде планктона — мельчайших водорослей, развивающихся летом преимущественно в водах озер и водохранилищ. Попадая на медленные фильтры, планктон увеличивает потери напора, а, следовательно, и число чисток фильтров.

Префильтры представляют собой крупнозернистые песчаные фильтры с крупностью зерен 1 ... 2 мм и толщиной фильтрующего слоя 0,7 м. Скорость фильтрования воды на префильтрах от 3 до 5 м/ч (в зависимости от мутности). Префильтры очищают путем промывки обратным током воды. Конструкция префильтров во многом сходна с конструкцией скорых фильтров, описанных выше. Предварительное осветление воды в ряде случаев требуется только во время паводка или цветения воды, т. е. в теплое время года. Это позволяет строить префильтры на открытом воздухе без перекрытия, что удешевляет их стоимость. Вместо префильтров для борьбы с планктоном можно применять также микрофильтры.

Недостатками медленных фильтров являются их значительная строительная стоимость и большая занимаемая ими площадь (при производительности 2000 м³/сут для фильтров необходима площадь 1 га), что главным образом и послужило причиной для отказа от применения их на крупных водоочистных комплексах. Простота эксплуатации (ввиду отсутствия сооружений для коагулирования взвеси) обусловливает целесообразность их использования при известных условиях на малых установках.

12.9.2. Намывные фильтры

При очистке маломутных (мутность до 40 мг/л) и малоцветных (цветность до 30°) вод для промышленного и коммунального водоснабжения, для снабжения водой в полевых условиях получил распространение метод, основанный на фильтровании через слой специального фильтрующего порошка, предварительно нанесенного на фильтрующую основу. В качестве фильтрующих перегородок используют плоские и цилиндрические пористые керамические, сетчатые и каркасно навитые элементы. В качестве фильтрующих порошков применяют диатомит, целлюлозу, асбест, бентонит, древесную муку и опилки и др.

Намывные фильтры (рис. 12.24) снижают содержание органических веществ примерно на 50%, дают хорошие результаты по удалению железа, масел, бактерий. Они, как правило,

работают по напорной схеме, реже как гравитационные и вакуумные.

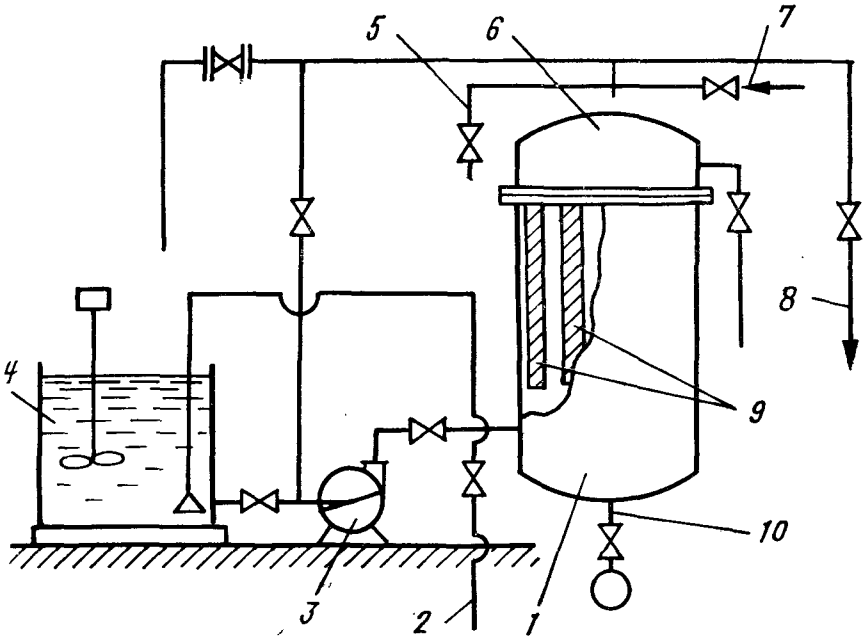


Рис. 12.24. Намывной фильтр.
1 — распределительный объем фильтра; *2, 8* — подача и отвод воды; *9* — фильтрующие керамические патроны; *4* — бак приготовления фильтрующей суспензии; *6* — камера обработанной воды; *7* — подача промывной воды; *10* — сброс осадка; *3* — насос; *5* — сброс воздуха

Наружная поверхность фильтрующих элементов служит основой, на которой откладывается слой фильтрующего порошка. Такой слой наносится на фильтрующий элемент перед началом работы фильтра. Для этого производится намыв суспензии фильтрующего порошка. Расход порошка при этом составляет 300 ... 400 г/м² фильтрующей поверхности. На эту операцию затрачивается 3 ... 5 мин. Равномерный слой порошка удерживается на поверхности фильтрующего элемента за счет разницы давлений в корпусе фильтра и внутри фильтрующего элемента.

Известен и другой режим работы фильтра, при котором для предотвращения образования на поверхности фильтрующего слоя малопроницаемой пленки из отфильтрованных веществ в воду непрерывно или периодически (помимо первоначальной

зарядки) вводят небольшие количества фильтрующего порошка порядка 3 ... 10 мг/л. Это значительно удлиняет фильтроцикл. Скорость фильтрования назначается 1 ... 50 м/ч (по отношению к фильтрующей поверхности), продолжительность фильтроцикла 36 ... 60 ч, потери напора 0,15 ... 0,2 МПа, расход воды на промывку 0,5 ... 0,7%, продолжительность промывки 15 мин.

Исследования в области изучения закономерности процесса фильтрования с образованием слоя осадка позволяют утверждать, что этот процесс отличается чрезвычайной сложностью, обусловленной воздействием большого числа разнородных факторов. По своей природе эти факторы можно разделить на макро- и микрофакторы. Макрофакторы (перепад давления, вязкость жидкой фазы, концентрация суспензии) поддаются непосредственному измерению, микрофакторы (структура осадка, пористость, поверхностные явления, степень коагуляции и пептизации и т. д.) не могут быть точно определены и математически описаны.

При расчете намывных фильтров обычно используют уравнение, устанавливающее зависимость между макрофакторами, а для влияния микрофакторов вводятся постоянные, определяемые экспериментально (удельное сопротивление осадка, сопротивление фильтровальной перегородки). Современная теория фильтрования с образованием осадка располагает целым рядом уравнений, предназначенных для технологического расчета промышленных установок. Для правильного выбора существующего расчетного уравнения необходимо четкое определение вида и режима рабочего процесса в каждом отдельном случае.

Вид фильтрования определяется соотношением

$$\frac{dR}{dV} = kR^b, \qquad (12.75)$$

где R — общее сопротивление фильтрующей перегородки и слоя, м; V — объем фильтрата, м^3; b — показатель степени, зависящий от вида фильтрования (с полным закупориванием пор $b=2$; с постепенным закупориванием пор $b=3/2$; промежуточного вида $b=1$; с образованием осадка $b=0$); k — коэффициент пропорциональности.

Уравнение (12.75) показывает, что интенсивность возрастания общего сопротивления по мере увеличения количества фильтрата пропорционально этому сопротивлению в определенной степени, зависящей от режима фильтрования.

Известно, что при осветлении малоконцентрированных суспензий первой стадией процесса является фильтрование с по-

степенным закупориванием пор фильтрующей перегородки. Эта стадия заканчивается по достижении определенного отношения объема твердых частиц, задержавшихся в порах, к объему самих пор, после чего наступает стадия фильтрования с образованием осадка.

Следует отметить существенное различие в процессах фильтрования с закупориванием пор и с образованием осадка. Как уже отмечалось выше, фильтрование с закупориванием пор сопровождается выделением частиц суспензии внутри капилляров перегородки. Очевидно, что производительность фильтра в этом случае существенно зависит от объема пор, в которых осаждаются частицы. Наиболее распространенным является фильтрование с постепенным закупориванием пор, названным Германсом и Бреде «стандартным». В этом случае при фильтровании частицы твердой фазы проникают внутрь фильтровальной перегородки и откладываются там равномерно по длине капилляров с постепенным уменьшением их радиуса. Исходя из закона Пуазейля с постепенным его преобразованием для стандартного закупорочного фильтрования можно получить уравнение

$$\frac{KT}{2} = \frac{T}{V} - \frac{1}{v_н}, \qquad (12.76)$$

где K — коэффициент закупорки пор; T — время фильтрования, ч; V — объем фильтрата, м^2; $v_н$ — начальная скорость фильтрования, м/с.

Уравнение (12.76) является основным уравнением фильтрования с постепенным закупориванием пор. В координатах $T—T/V$ оно представляет собой прямую и может служить для определения постоянных K и $v_н$. С другой стороны, постоянная K характеризует соотношение следующих величин:

$$K = \frac{2x_0}{\pi l r^2 N}, \qquad (12.77)$$

где x_0 — отношение объема осадка к объему фильтрата; l — длина капилляров, м; r — радиус капилляров, м; N — число капилляров на единице поверхности фильтрования.

Величина K может характеризовать задерживающую способность перегородки, если сравнивать фильтрование различных суспензий с использованием одной и той же перегородки.

Востерс, исследуя законы фильтрования вискозы на двух различных перегородках для одного и того же раствора, получил в одном случае постепенное закупоривание пор, а в другом — полное. В результате он пришел к выводу, что процесс

фильтрования следует рассматривать как непрерывную эволюцию одного закона в другой, и в связи с этим предложил общее уравнение закупорочного фильтрования:

$$\frac{dv}{dT}=K_1Cv_н^m v^x, \qquad (12.78)$$

где $v_н$ — скорость фильтрования по истечении времени, м/ч; K_1 — константа; C — концентрация частиц суспензии, кг/м³; $v_н$ — начальная скорость фильтрования, м/ч; m, x — показатели степени, характеризующие количество частиц, осевших в капиллярах перегородки.

Уравнение (12.78) дает возможность получить все виды фильтрования в форме зависимости $T/V—T$ при определенных значениях показателя степени x. В результате интегрирования уравнения (12.78) при $x=3/2$ получим уравнение фильтрования с закупориванием пор по Востерсу:

$$2x_1Cv_н^{m-0,5}T=\frac{T}{V}-\frac{1}{v_н}. \qquad (12.79)$$

Сравнивая (12.79) и (12.76) можем отметить, что уравнение Востерса отличается от уравнения Германса коэффициентом засорения:

$$f=\frac{v_н^{0,5-m}}{2K_1C}. \qquad (12.80)$$

Представляет интерес выяснение факторов, влияющих на закупорочное фильтрование. Как следует из уравнений (12.76) и (12.79), влияние различных факторов на процесс сосредоточено в величинах K и f. Из уравнения (12.77) видно, что величина K зависит от концентрации твердой фазы в суспензии, от объема и числа капилляров. Величина f по Востеру аналогична величине K по физическому смыслу, однако наличие в уравнении (12.80) начальной скорости фильтрования делает f зависящей от вязкости жидкой фазы. Таким образом, величины K и f характеризуют зависимость процесса закупорочного фильтрования от структуры перегородки и концентрации суспензии, не отражая его зависимость от давления фильтрования и температуры (вязкости) суспензии. Тем не менее влияние двух полярных факторов установлено. Более того, установлена четкая обратно пропорциональная зависимость самой константы K от давления фильтрования, т. е. с повышением давления константа K уменьшается, следовательно, увеличивается пропускная способность перегородки. Это увеличение вызвано продавливанием частиц твердой фазы через капилляры и ухудшением

качества фильтрата. Другим объяснением увеличения пропускной способности перегородки служит уплотнение задержанных в капиллярах частиц и уменьшение их объема (для сжимаемой твердой фазы). Таким образом, качество фильтрата при повышении перепада давлений будет зависеть от значения перепада, структуры перегородки и свойств частиц твердой фазы.

Процесс рабочего фильтрования с образованием слоя из сжимаемого осадка можно классифицировать как двухмерное фильтрование, так как разделение суспензии на цилиндрическом патроне сопровождается возрастанием наружной поверхности осадка с образованием слоя сжимаемого осадка на несжимаемом основании (керамический патрон).

Основным и наиболее распространенным уравнением, описывающим общие закономерности фильтрования с образованием осадка, является уравнение Рутта—Кармана. В дифференциальной форме уравнение имеет вид

$$v=\frac{dV'}{dT}=\frac{\Delta p}{\eta(r_{ср}mV'+R_{ф.п.})}, \qquad (12.81)$$

где v — скорость фильтрования, м/с; V' — объем фильтрата, полученного за время T с единицы поверхности, м³/м²; T — время фильтрования, с; Δp — перепад давлений при фильтровании; η — динамическая вязкость фильтрата, Па·с; m — масса твердой фазы, отлагающейся при получении единицы объема фильтрата, кг/м³; $r_{ср}$ — среднее удельное сопротивление осадка для всей толщины слоя, м/кг; $R_{ф.п.}$ — сопротивление фильтрующей перегородки, м.

Интегрируя уравнение (12.81) при начальных условиях $V=0$ и $T=0$, можно получить зависимость между объемом фильтрата и продолжительностью фильтроцикла для различных режимов фильтрования.

При наиболее распространенном в промышленности режиме ($\Delta p=\text{const}$) зависимость между продолжительностью фильтрования и объемом фильтрата определяется уравнением

$$T=V'\frac{r_{ср}m\eta^r}{2\Delta p}+\frac{R_{ф.п.}V'\eta}{\Delta p}. \qquad (12.82)$$

Этот режим имеет место при фильтровании на вакуумных и гравитационных фильтрах, фильтрах, работающих под воздушным и газовым давлением. Для режима при $v=\text{const}$ зависимость между продолжительностью фильтрования и объемом фильтрата имеет вид

$$T=(V')^2\frac{r_{ср}m\eta}{\Delta p}+V'\frac{R_{ф.п.}\eta}{\Delta p}. \qquad (12.83)$$

Такой режим на практике встречается редко (при использовании объемных насосов). Зависимость между T и Δp может быть представлена уравнением

$$\Delta p = \eta r_{ср} m v_т^2 + R_{ф.п.}. \qquad (12.84)$$

Режим фильтрования при переменных скоростях и разных давлениях имеет место при подаче суспензии центробежными насосами. Закономерность процесса в этом случае не имеет точного математического выражения, так как определяется экспериментальной характеристикой насоса и для расчета фильтров при этом режиме используются приближенные графические методы. Режим фильтрования при постоянной скорости и одновременно при постоянной разнице давлений (v=const, Δp=const) имеет место при промывке фильтра чистой жидкостью.

Следует отметить, что основное уравнение (12.81), полученное для идеализированных условий с допущением, что $r_{ср.}$ и $R_{ф.п.}$ являются постоянными величинами, а осадок рассматривается как пористая среда, оказывающая сопротивление ламинарному потоку жидкости в соответствии с законом Дарси. На практике же все осадки и многие перегородки сжимаемы, а это означает, что $r_{ср.}$ и $R_{ф.п.}$ не являются постоянными, а зависят от ряда факторов, прежде всего от давлений. Кроме того, сжимаемый осадок представляет собой систему сложных сквозных пор и движение жидкости через него не может быть ламинарным. Расход фильтрата, падение давления, удельное сопротивление осадка являются факторами, тесно связанными с изменением пористости осадка, а пористость является очень сложной характеристикой, так как она включает понятие трения жидкой частицы, механическую передачу сил трения от частицы к частице, направление и форму зерен и т. п.

Явление сжимаемости осадка в процессе фильтрования впервые было изучено Руттом и Карманом, а впоследствии Теллером и Грассом. Основные положения их теории сводятся к следующему. Удельное сопротивление бесконечно тонкого слоя осадка возрастает от минимума на границе с суспензией до максимума на границе с перегородкой: $r_{ср.}=\varphi(p_с - p_ж)$, где $p_с$, $p_ж$ — статическое давление суспензии и жидкости.

Удельное сопротивление всего слоя определяется средней интегральной величиной:

$$r_{ср} = \frac{p_с - p_{ф.п.}}{\int\limits_{p_{ф.п}}^{p_с} d(p_с - p_ж)/r'}. \qquad (12.85)$$

При выводе уравнения (12.85) принято, что расход жидкости через слой осадка постоянен, а сопротивление частиц осадка потоку жидкости имеет одну точку опоры, т. е. принято, что удельное сопротивление осадка не зависит от изменения скорости и давления в процессе его образования. Зависимость удельного сопротивления от давления весьма сложна и определяется многими микрофакторами. В связи с этим точное ее математическое описание затруднительно. На практике чаще всего используют эмпирическое уравнение, предложенное Руттом и Карманом:

$$r_{ср} = r' p^S, \qquad (12.86)$$

где S — показатель сжимаемости осадка, изменяющийся в пределах $0 \leqslant S \leqslant 1$; r' — коэффициент удельного сопротивления осадка.

Общее уравнение фильтрования (12.81) справедливо и для сжимаемых осадков. В этом случае учитывается идеальное сопротивление осадка в соответствии с уравнением (12.86). При этом принимаются во внимание следующие важные упрощения: 1) если сопротивление осадка значительно превосходит сопротивление перегородки, последнее не учитывается; 2) если сопротивление осадка достаточно велико по сравнению с сопротивлением перегородки, то последнее принимается постоянным и учитывается средней величиной, определяемой экспериментально.

Приведенные выше зависимости установлены для одномерного фильтрования, т. е. для плоского фильтровального элемента. Исходя из вышеизложенных зависимостей предложено следующее уравнение, характеризующее процесс фильтрования на перегородках криволинейной поверхности, таких, как патронные фильтры или так называемое двухмерное фильтрование:

$$v = \frac{dV'}{dT} = \frac{\Delta p}{\eta\left[r_{ср} R_в \ln\left(\frac{R_н}{R_в}\right) + R_{ф.п}\right]}; \qquad (12.87)$$

где $R_в$ — внутренний радиус цилиндрического слоя осадка, м; $R_н$ — наружный радиус цилиндрического слоя осадка, м. Остальные обозначения приведены в (12.81).

Уравнение (12.87) является аналогом основного дифференциального уравнения (12.81) для плоской фильтровальной перегородки, в котором вместо множителя $R_в \cdot \ln(R_н/R_в)$ содержится множитель $(V' \cdot m)$. При $R \to \infty$ предел $R_в \cdot \ln(R_н/R_в)$ равен h и уравнение (12.87) превращается в (12.81). Значения

удельного сопротивления осадка $r_{ср.}$ в (12.81) и (12.87) совпадают (хотя эта величина является переменной), т. е. среднее удельное сопротивление осадка не зависит от его формы, что позволяет использовать параметры одномерного фильтрования $R_{ф.п.}$ и $r_{ср.}$, полученные из опытов на плоских фильтрах, для расчета двухмерного процесса.

Влияние размерности на процесс фильтрования выражается в том, что при равной толщине осадка скорость фильтрования, отнесенная к единице поверхности фильтрования на цилиндрической поверхности $v_ц$ (цилиндрическом патроне), будет больше, чем на перегородке с плоской поверхностью $V_п$:

$$\frac{v_ц}{v_п}=\frac{A_{ср}}{A}=\frac{R_в+\frac{h}{2}}{R_в}=1+\frac{h}{2R_в}, \qquad (12.88)$$

где $A_{ср}$ — средняя поверхность фильтрования с учетом образующегося осадка, м^2; A — поверхность фильтрования плоского фильтрующего элемента, м^2; h — толщина слоя осадка, м.

Из уравнения (12.88) вытекает, что производительность фильтров с цилиндрическими фильтрующими элементами на 41 ... 80% (в зависимости от режима фильтрования) больше, чем производительность фильтров с плоскими фильтрующими элементами.

Ниже приводятся еще некоторые уравнения, характеризующие процесс двухмерного фильтрования в зависимости от режима работы фильтра:

при постоянной разности давления $\Delta p=\text{const}$

$$v=\frac{dV}{dT}=\frac{\Delta p}{\eta\left[r_{рс}\frac{R_в}{2}\ln\left(\frac{2V'm_т}{R_в}+1\right)+R_{ф.п.}\right]}; \qquad (12.89)$$

при режиме с постоянной скоростью $v=\text{const}$

$$v=\frac{(\Delta p-R_{ф.п.})^{1-S}}{\eta r'\frac{R_в}{2}\ln\left(\frac{2vm_т}{AR_в}+1\right)}; \qquad (12.90)$$

где S — показатель сжимаемости осадка; r' — коэффициент удельного сопротивления осадка; $m_т$ — масса твердой фазы.

Для определения V и T предложены зависимости:

$$V=\frac{AR_в}{2m_т}\,\frac{2(p-p_{ф.п.})}{\exp(\eta r_{ср}R_в v)-1},$$

$$T=\frac{R_в}{2m_т v}\,\frac{2(p-p_{ф.п.})}{\exp(\eta r_{ср}R_в v)-1}.$$

Фильтрование при переменных скоростях и разности давления осуществляется центробежным насосом. В этом случае зависимость между скоростями фильтрования v и давлением p, развиваемым центробежным насосом, определяется экспериментально, т. е. опытным путем находят зависимость $p=f(v)$. Для аналитического расчета фильтров предложен приближенный метод, в котором непрерывный процесс при переменных v и p заменяется на процесс, выполняемый сначала при постоянной скорости, а затем при постоянном давлении. Методика расчета заключается в следующем: в начале фильтрования давление насоса p затрачивается на преодоление сопротивления перегородки. Кривая $p_{ф.п.}=f(v)$ строится по уравнению

$$p_{ф.п.}=\eta v R_{ф.п.}=\frac{QR_{ф.п.}\eta}{2\pi R_0 L}; \qquad (12.91)$$

где Q — расход фильтрата, м^3/с; R_0, L — радиус и длина патрона, м.

Начальная скорость

$$v_н=\frac{p}{\eta R_{ф.п.}}. \qquad (12.92)$$

Продолжительность фильтрования $T_ф$ определяется из уравнения

$$T_ф=\frac{R_в}{2m_т v_н}\,\frac{2(p_к-p_н)}{\exp(\eta r_{ср}R_в v_н)-1}, \qquad (12.93)$$

где $p_к$, $p_н$ — давление в конце и в начале фильтрования.

Количество фильтрата за время $T_ф$

$$V_ф=T_ф v_н A; \qquad (12.94)$$

где A — фильтрующая поверхность; $v_н$ — скорость в начале фильтрования.

Скорость $v_к$, соответствующая окончанию фильтрования с постоянной разностью давлений, определяется из соотношения

$$v_к=\frac{p_к}{\eta\left[r_{ср}\frac{R_в}{2}\ln(2V'm_т/R_в+1)R_{ф.п.}\right]}. \qquad (12.95)$$

Значение безразмерного комплекса Π_1 в конце фильтрования определяется, с одной стороны, уравнением

$$\Pi_1 = \exp r_{ср} \left[\frac{2(P_к v_н - p_н v_к}{\eta v_к v_н r_{ср} R_в} \right]^{-1} - 1, \qquad (12.96)$$

с другой стороны, принимая, что общий объем фильтрата равен сумме объемов при постоянной скорости и постоянном давлении $V_{об} = V_ф + V_m$, значение Π_1 можно определить из соотношения

$$\Pi_1 = \frac{2m_т (V_ф + V_m)}{AR_в}. \qquad (12.97)$$

Решая совместно уравнения (12.96) и (12.97), можно получить значение объема фильтрата при постоянном давлении:

$$V_m = \frac{AR_в}{2m_т} \exp \left[\frac{2(p_к v_н - p_н v_к)}{\eta v_к v_н r_{ср} R_в} - 1 \right] - V_ф. \qquad (12.98)$$

Определив значения Π_1, можно найти время T, необходимое для получения общего объема фильтрата при постоянной разности давлений $p_к$. Фактически за время фильтрования при постоянной разности давлений $p_к$ получен объем фильтрата V_m, действительная продолжительность фильтрования может быть определена как разность $T_1 - T_1'$, где T_1' — воображаемая продолжительность получения фильтрата объемом $V_ф$ при постоянной разности давлений. Значение T_1' можно получить также из уравнения (12.97) для фильтрата объемом $V_ф$:

$$\Pi_1' = 2V_ф m_т / (AR_в). \qquad (12.99)$$

Общая полезная продолжительность фильтроцикла составляет

$$T_{об} = T_ф + T_m, \qquad (12.100)$$

где $T_m = T_1 - T_1'$.

Производительность фильтра за рабочий цикл равна:

$$Q = \frac{V_{об}}{T_{об}} = \frac{V_ф + V_m}{T_ф + T_m}. \qquad (12.101)$$

13. КОНТАКТНЫЕ ОСВЕТЛИТЕЛИ

13.1. Принцип работы контактных осветлителей

Контактные осветлители представляют собой разновидность фильтровальных аппаратов, работающих по принципу фильтрования воды в направлении убывающей крупности зерен через слой загрузки большой толщины, который реализуется применением восходящего фильтрования, снизу вверх. Обрабатываемая вода через распределительную систему, уложенную на дне сооружения, вводится в нижние гравийные слои (вариант) и затем фильтруется последовательно через слои загрузки, крупность зерен которых постепенно уменьшается. При этом основная масса примесей воды задерживается в нижних крупнозернистых слоях, характеризующихся большой грязеемкостью, что уменьшает темп прироста потери напора. Снижение темпа прироста потери напора и увеличение продолжительности защитного действия загрузки вследствие большой высоты слоя позволяют очищать на контактных осветлителях воду с содержанием взвеси, значительно превышающим обычно допустимое для скорых фильтров. Скорые фильтры могут работать нормально, если содержание взвеси в поступающей на фильтры воде составляет 5 ... 15 мг/л. Контактные же осветлители, как показала практика, работают нормально при содержании взвеси в очищаемой воде до 120 мг/л и ее цветности до 120 град.

При водообработке на контактных осветлителях коагулянт вводят в воду непосредственно перед ее поступлением в загрузку осветлителей, процесс коагуляции происходит в ее толще. За короткий промежуток времени от момента введения коагулянта до начала фильтрования в воде могут образовываться лишь микроагрегаты коагулирующих частиц. Дальнейшая агломерация примесей происходит не в свободном объеме воды, а на зернах загрузки контактных осветлителей; частицы адсорбируются на поверхности зерен, образуя отложения характерной для геля сетчатой структуры. Такой процесс является контактной коагуляцией, что обусловливается контактом воды, со-

держащей коагулированные примеси, с поверхностью зерен контактной массы.

Как показали исследования и практика эксплуатации, процесс контактной коагуляции идет с большей полнотой и во много раз быстрее, чем при обычной коагуляции в объеме. Доза коагулянта для контактной коагуляции, как правило, меньше, чем доза, необходимая для коагулирования примесей в свободном объеме. Для протекания процесса контактной коагуляции необходимо ввести в воду такую дозу коагулянта, при которой частицы примесей теряют свою агрегативную устойчивость в отношении прилипания к поверхности зерен контактной массы. Такие дозы обычно недостаточны для того, чтобы обеспечить быстрое хлопьеобразование в свободном объеме с получением тяжелых, хорошо декантирующих хлопьев. Кроме того, при контактной коагуляции на процесс почти не влияют температура воды, ее анионный состав, наличие грубодисперсных взвесей и ее щелочность. Отпадает необходимость в перемешивании воды для обеспечения протекания ортокинетической фазы коагулирования примесей.

Однако, быстрота смешения и равномерность распределения коагулянта в обрабатываемой воде, как показали исследования Е. И. Апельциной, Е. Ю. Рождественской, имеют решающее значение.

Благодаря этим преимуществам в условиях обработки маломутных вод контактные осветлители весьма удачно заменяют обычную двухступенчатую очистку воды, обеспечивая высокий эффект осветления и обесцвечивания при одновременном удешевлении стоимости строительства и эксплуатации очистных сооружений. На водоочистных комплексах с контактными осветлителями необходимо предусматривать барабанные фильтры и входную камеру для воздухоотделения и смешения реагентов с водой. Объем камеры рассчитывают на пятиминутное пребывание в ней воды и секционируют на два отделения. Скорость движения воды в камере принимают 5 мм/с. Микрофильтры или барабанные сита располагают обычно над входной камерой.

13.2. Устройство и расчет контактных осветлителей

Контактные осветлители рекомендуется использовать без поддерживающих слоев при промывке водой и с поддерживающими слоями при водовоздушной промывке.

Контактный осветлитель КО-1 представляет собой резервуар, заполненный загрузкой из песка и гравия (рис. 13.1). Пе-

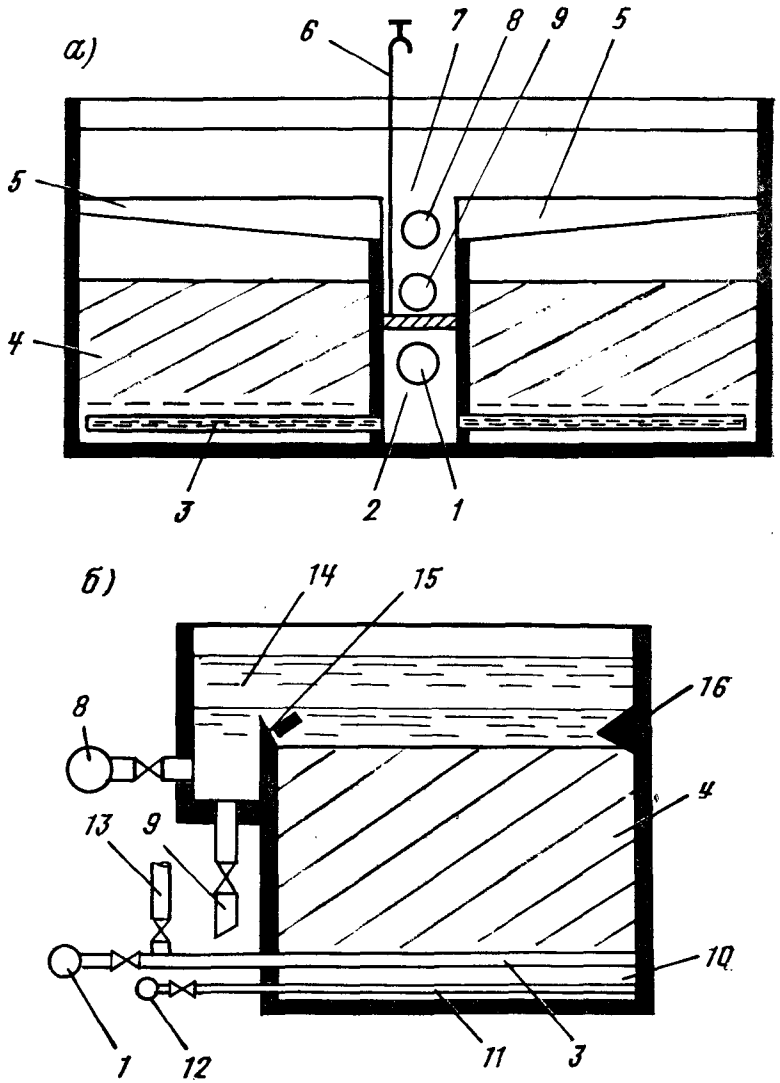


Рис. 13.1. Контактные осветлители КО-1 (*а*) и КО-3 (*б*).
13, 9 — подача и отвод промывной воды; *2, 7* — нижнее и верхнее отделения центрального канала; *3* — водораспределительная система; *10* — слой гравия; *4* — слой песка; *5* — водосборный желоб; *8, 1* — отвод фильтрата и подача исходной воды; *11* — воздухораспределительная система; *12* — подача воздуха на промывку; *16* — струенаправляющий выступ; *14* — боковой карман; *15* — пескоулавливающий желоб

сок не должен содержать фракции крупнее 2 мм и меньше 0,8 мм. Средний диаметр зерен песка 0,9 ... 1,1 мм, $d_э$=1,0 ... ... 1,3 мм, толщина слоя песка около 2 м. Гравийные слои располагаются под песчаной загрузкой на дне контактного осветлителя и имеют общую толщину 0,6 ... 0,8 м. Рекомендуемая высота и крупность песчаных и гравийных слоев приведены в табл. 13.1.

Таблица 13.1

Крупность зерен, мм	Высота слоев, м, в контактном осветлителе	
	безгравийном	гравийном
40 ... 20	—	0,2 ... 0,25
20 ... 10	—	0,1 ... 0,15
10 ... 5	—	0,15 ... 0,2
5 ... 2	0,5 ... 0,6	0,3 ... 0,4
2 ... 1,2	1,0 ... 1,2	1,2 ... 1,3
1,2 ... 0,7	0,8 ... 1,0	0,8 ... 1,0

Расчетную скорость фильтрования для контактных осветлителей КО-1 принимают 4,0 ... 5,5 м/ч (большие значения при форсированном режиме). Очищаемую воду, предварительно смешанную с коагулянтом, подают в загрузку с помощью распределительной системы дырчатых труб, уложенной на дне в слое мелкого гравия. Распределительная система служит и для подачи промывной воды. Промывку с интенсивностью 15 ... ... 18 л/(с·м^2) в течение 7 ... 8 мин производят так же, как и обычных скорых фильтров. Осветленная вода, как и промывная, отводится с помощью желобов, расположенных над песком.

Важным конструктивным элементом контактных осветлителей является *распределительная система*, которая должна обеспечить равномерное распределение промывной воды по всей площади сооружения. В безгравийных контактных осветлителях (КО-1), промываемых водой, должны устраивать безгравийную трубчатую распределительную систему с приваренными вдоль дырчатых труб боковыми шторками (рис. 13.2), между которыми приваривают поперечные перегородки, разделяющие подтрубное пространство на ячейки.

Работа распределительной системы в контактных осветлителях осложняется тем, что она служит также и для подачи неочищенной воды и поэтому отверстия в трубках могут засоряться. В связи с этим распределительная система должна быть доступна для прочистки. Это требование выполняется при устройстве магистрали распределительной системы в виде железобетонного канала достаточно большого сечения, чтобы в него мог проникнуть человек. Магистральный канал располагается в центре контактного осветлителя или вдоль его передней стенки (см. рис. 13.1). Все другие расчетные и конструктивные требования к распределительной системе такие же, как и для фильтров.

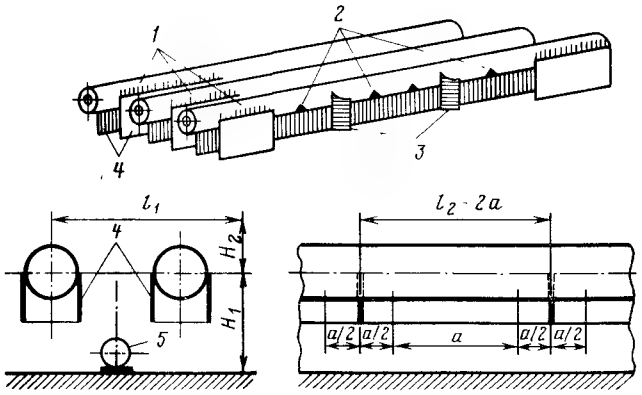


Рис. 13.2. Безгравийная трубчатая распределительная система.

1 — водораспределительные трубы; *2* — проходные отверстия; *3* — поперечные перегородки; *4* — боковые шторки; *5* — воздухораспределительная труба

В контактных осветлителях с поддерживающими слоями и водовоздушной промывкой следует применять трубчатые распределительные системы для подачи воды и воздуха и *систему горизонтального отвода промывной воды.*

В контактных осветлителях без поддерживающих слоев отверстия в дырчатых трубах должны быть расположены в два ряда в шахматном порядке в нижней части и направлены вниз. Диаметр отверстий 10 ... 12 мм, расстояние между осями в ряду 150 ... 200 мм. Распределительную систему надлежит проектировать в соответствии с рекомендациями СНиПа.

В контактных осветлителях без поддерживающих слоев сбор промывной воды производят желобами согласно СНиПу. Над кромками желобов предусматривают пластины с треугольными вырезами высотой и шириной по 50 ... 60 мм, расстояниями между их осями 100 ... 150 мм.

Для промывки следует применять очищенную воду. Допускается использование неочищенной воды при ее мутности не

более 10 мг/л, коли-индексе — до 1000 ед/л с предварительной обработкой воды на барабанных сетках (или микрофильтрах) и обеззараживании. При этом должен быть предусмотрен разрыв струи перед подачей воды в емкость для хранения промывной воды. Непосредственная подача воды на промывку из трубопроводов и резервуаров фильтрованной воды не допускается.

Водовоздушную промывку контактных осветлителей следует осуществлять со следующим режимом: взрыхление загрузки воздухом интенсивностью 18 ... 20 л/(с·м²) в течение 1 ... 2 мин; совместная водовоздушная промывка при подаче воздуха 18 ... ... 20 л/(с·м²) и воды 3 ... 3,5 л/(с·м²) при продолжительности 6 ... 7 мин; дополнительная промывка водой с интенсивностью 6 ... 7 л/(с·м²) продолжительностью 5 ... 7 мин.

Продолжительность сброса первого фильтрата при промывке очищенной водой 5 ... 10, неочищенной — 10 ... 15 мин.

В контактных осветлителях, в отличие от скорых фильтров, слой воды над загрузкой осветленный, так как вода уже профильтровалась через загрузку. Следовательно, зеркало осветленной воды в контактных осветлителях открыто. Для предотвращения вторичного загрязнения воды оно должно быть изолировано от помещения обслуживания осветлителей. Для этого осветлители группами или каждый в отдельности отделяют от коридора управления остекленными перегородками высотой не менее 2,5 м. Благодаря остеклению можно вести простые визуальные наблюдения за качеством осветляемой воды.

Контактные осветлители типа КО-1 с безгравийной загрузкой следует применять для вод с умеренной цветностью и мутностью при небольшом содержании планктона, в остальных случаях — *контактные осветлители типа КО-3* (рис. 13.1, б) с гравийно-песчаной загрузкой.

В контактных осветлителях типа КО-3 предусматривают две трубчатые распределительные системы: одна для подачи воды, другая — воздуха. Воздухораспределительная система состоит из дырчатых полиэтиленовых труб, располагаемых у дна сооружения точно посередине между распределительными трубами для воды. В контактных осветлителях типа КО-3 применяют систему горизонтального отвода промывной воды, основными элементами которой являются пескоулавливающий желоб и струенаправляющий выступ (см. рис. 13.1, б).

Работа и промывка контактного осветлителя типа КО-3 осуществляется по следующей схеме. Во время работы обрабатываемая вода, смешанная с реагентами, подается в нижнее отделение бокового кармана и далее по распределительной системе поступает в загрузку. Фильтрат собирается в надзагрузочном объеме и через водослив пескоулавливающего желоба поступает в верхнее отделение бокового кармана, откуда по трубопроводу отводится в сборный коллектор очищенной воды.

В начале промывки загрузка продувается воздухом для предварительного разрушения загрязнений и выравнивания гидравлического сопротивления загрузки по площади сооружения. Затем в результате одновременной подачи воды и воздуха загрязнения полностью разрушаются и перемещаются кверху, выходя на поверхность загрузки, и далее в верхнее отделение бокового кармана и за пределы аппарата. По окончании совместной водовоздушной промывки подача воздуха в загрузку прекращается и производится дополнительная промывка загрузки водой. Таким образом, в конце промывки из загрузки удаляется оставшийся в ней воздух, она несколько разрыхляется и восстанавливается ее первоначальная пористость. По окончании промывки производится сброс первого фильтрата, а затем вновь начинается фильтроцикл.

Удаление загрязнений при промывке осуществляется с помощью системы горизонтального (низкого) отвода воды. Промывная вода из надгрузочного объема, двигаясь горизонтальным потоком, проходит через пескоулавливающий желоб и сливается в верхнее отделение бокового кармана и далее в водосток. Необходимая скорость горизонтального потока в начальном сечении создается за счет его стеснения струенаправляющим выступом (см. рис. 13.1, б). Выносимые потоком отдельные зерна загрузки оседают на стенках желоба и через щель между стенками попадают обратно в загрузку.

14. ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЕ ВОДЫ

14.1. Методы обеззараживания воды

При предварительном хлорировании воды, коагулировании ее примесей с последующим отстаиванием и фильтрованием не удается достичь полного удаления болезнетворных микроорганизмов. До 10% *хлоррезистентных бактерий* и *вирусов*, среди которых могут быть и *патогенные*, сохраняют свою жизнеспособность. Поэтому заключительным этапом подготовки воды питьевой кондиции является ее *обеззараживание*. Использование для питья подземной воды в большинстве случаев возможно без обеззараживания.

Эффект обеззараживания воды контролируют, определяя общее число бактерий в 1 см^3 воды и количество *индикаторных бактерий группы кишечной палочки* в 1 л воды после ее обеззараживания. По ГОСТ 2874—82 «Вода питьевая» *общее число бактерий* в 1 см^3 неразбавленной воды должно быть не более 100, а *количество бактерий группы кишечной палочки в 1 л (коли-индекс)* — не более 3. *Объем воды, в котором содержится одна кишечная палочка (коли-титр)*, должен быть не менее 300 мл.

Использование кишечной палочки в качестве индикаторного микроорганизма для оценки эффекта обеззараживания воды обусловлено следующими соображениями:

— присутствие кишечной палочки в воде определить проще, чем другие бактерии кишечной группы;

— кишечная палочка всегда присутствует в кишечнике человека и теплокровных животных;

— присутствие ее в воде источника свидетельствует о его загрязнении фекальными сбросами;

— окислители, используемые при обеззараживании воды, летально действуют на кишечную палочку труднее, чем на патогенные микроорганизмы, вызывающие заболевания кишечно-желудочного тракта;

— кишечная палочка безвредна и является лишь контрольным микроорганизмом, характеризующим бактериальную загрязненность воды.

В технологии водоподготовки известно много методов обеззараживания воды, которые можно классифицировать на четыре основные группы: *термический*; с *помощью сильных окислителей; олигодинамия* (воздействие ионов благородных металлов); *физический* (с помощью *ультразвука, радиоактивного излучения, ультрафиолетовых лучей*). Из перечисленных методов наиболее широко применяют методы второй группы. В качестве окислителей используют *хлор, диоксид хлора, озон, йод, марганцовокислый калий; пероксид водорода, гипохлорит натрия* и *кальция*. В свою очередь, из перечисленных окислителей на практике отдают предпочтение хлору, озону, гипохлориту натрия. Выбор метода обеззараживания воды производят, руководствуясь расходом и качеством обрабатываемой воды, эффективностью ее предварительной очистки, условиями поставки, транспорта и хранения реагентов, возможностью автоматизации процессов и механизации трудоемких работ.

Обеззараживанию подвергается вода, уже прошедшая предшествующие стадии обработки, коагулирование, осветление и обесцвечивание в слое взвешенного осадка (или отстаивание), фильтрование, так как в фильтрате отсутствуют частицы, на поверхности или внутри которых могут находиться в адсорбированном виде бактерии и вирусы, оставаясь, таким образом, вне воздействия обеззараживающих средств.

14.2. Хлорирование воды

Для обеззараживания воды хлорированием на водоочистных комплексах используют хлорную известь, хлор и его производные, под действием которых бактерии, находящиеся в воде, погибают в результате окисления веществ, входящих в состав протоплазмы клеток. Хлор действует и на органические вещества, окисляя их.

Для качественного хлорирования необходимо хорошее перемешивание, а затем не менее, чем 30-минутный (при совместных хлорировании и аммонизации 60-минутный) контакт хлора с водой, прежде, чем вода поступит к потребителю. Контакт может происходить в резервуаре фильтрованной воды или в трубопроводе подачи воды потребителю, если последний имеет достаточную длину без водоразбора.

Дозу хлора устанавливают технологическим анализом из расчета, чтобы в 1 мл воды, поступающей к потребителю, оставалось 0,3 ... 0,5 мг хлора, не вступившего в реакцию (остаточного хлора), который является показателем достаточности принятой дозы хлора. При этом условии доза хлора при хлори-

ровании фильтрованной воды составляет 2 ... 3 мг/л в зависимости от ее хлоропоглощаемости, а при хлорировании подземной воды — 0,7 ... 1 мг/л. При выключении на промывку или ремонт одного из резервуаров фильтрованной воды, когда не обеспечивается время контакта воды с хлором, доза хлора должна быть увеличена вдвое.

Хлорирование воды осуществляется жидким (газообразным) хлором. На малых водоочистных комплексах (до 3000 м³/сут) допускается применение хлорной извести. При плюсовых температурах и атмосферном давлении хлор представляет собой газ зеленовато-желтого цвета с удушливым запахом и плотностью, значительно большей, чем плотность воздуха (в 1,5 ... 2,5 раза в зависимости от температуры). При повышении давления (при плюсовых температурах) хлор переходит в жидкое состояние. В таком виде его перевозят и хранят в специальных стальных емкостях (при давлении 0,6 ... ... 1,0 МПа).

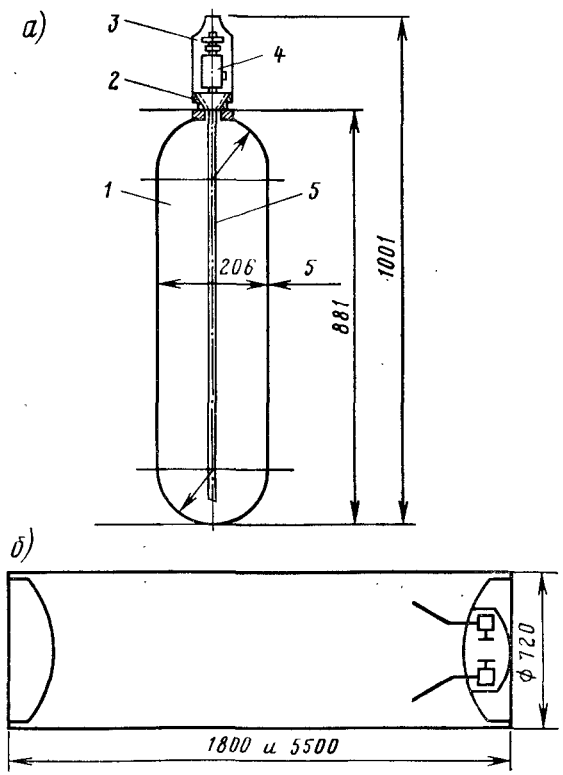


Рис. 14.1. Баллон *(а)* и контейнер *(б)* для хлора.

1 — стальной корпус; *2* — кольцо горловины; *3* — колпак; *4* — запорный вентиль; *5* — сифонная трубка

В настоящее время заводы по производству хлора поставляют хлор в основном в баллонах двух типов: Е-24 (рис. 14.1, а) вместимостью до 25 ... 30 кг жидкого хлора и Е-54 с содержанием хлора до 100 кг и в бочках. На крупных водоочистных комплексах производительностью более 100 тыс. м³/сут хлор доставляют обычно в специальных железнодорожных цистернах вместимостью до 48 т жидкого хлора, а хранят его в бочках (рис. 14.1, б), которые в зависимости от размеров вмещают от 700 до 3000 кг жидкого хлора. Хлорное хозяйство должно обеспечивать прием, хранение, испарение жидкого хлора, дозирование газообразного хлора с получением хлорной воды.

Хлорное хозяйство располагают в отдельно размещаемых хлораторных, где сблокированы расходный склад хлора, испарительная и хлордозаторная. *Расходный склад хлора* можно размещать в отдельных зданиях или вплотную к хлораторной, отделяя его глухой стеной без проемов. *Склад хлора* в составе хлораторных можно не предусматривать, в этом случае в хлордозаторной разрешается хранение одного баллона жидкого хлора массой не более 70 кг. *Хлордозаторные без испарителей*, размещаемые в блоке с другими зданиями комплекса или вспомогательными помещениями хлорного хозяйства, отделяют от других помещений глухой стеной без проемов и оборудуют два выхода наружу, при этом один из них должен иметь тамбур. Трубопроводы передачи хлорной воды выполняют из поливинилхлорида, резины, полиэтилена высокой плотности и др.

Хлорирование воды является надежным средством, предотвращающим распространение эпидемий, так как большинство *патогенных бактерий (бациллы брюшного тифа, туберкулеза* и *дизентерии, вибрионы холеры, вирусы полиомиелита* и *энцефалита)* весьма нестойки по отношению к хлору. *Спорообразующих бактерий хлор не уничтожает*, что является одним из недостатков этого метода обеззараживания.

Гидролиз хлора происходит (рис. 14.2) в соответствии с уравнением

$$Cl_2 + H_2O \rightleftarrows HCl + HClO,$$

с образованием хлорноватистой кислоты, которая диссоциирует на соляную кислоту и атомарный кислород (в нейтральной или щелочной среде), обладающий сильными окислительными свойствами. Ю. Ю. Лурье считает, что хлорноватистая кислота диссоциирует в зависимости от pH с образованием гипохло-

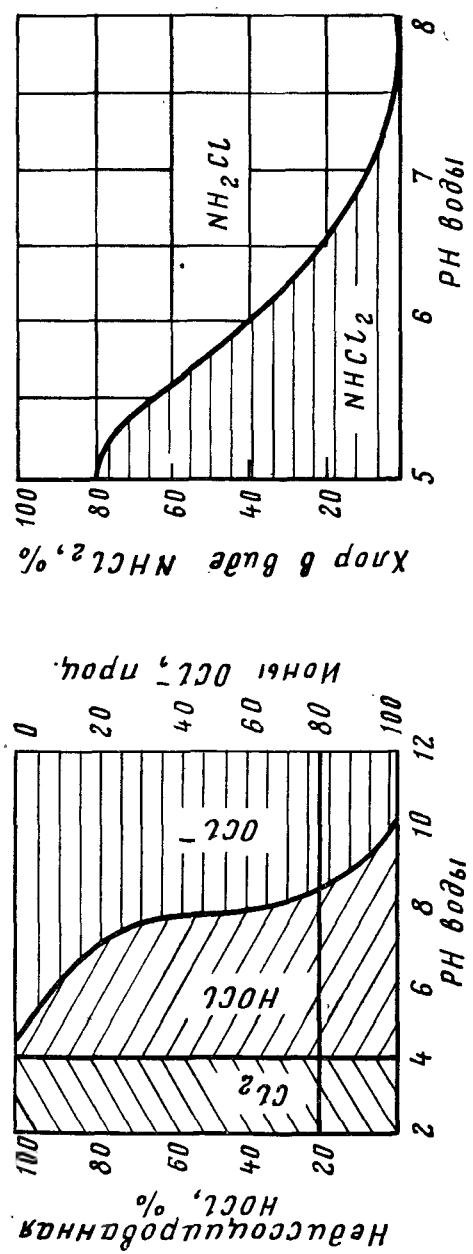


Рис. 14.2. Форма соединений хлора при различных значениях pH воды

ритного иона (OCl^-), при этом окислительное воздействие на микроорганизмы оказывает как сама хлорноватистая кислота, так и главным образом гипохлоритный ион:

pH	4	5	6	7	8	9	10	11
OCl^-, %	0,05	0,5	2,5	21,0	75,0	97,0	99,5	99,9
HOCl, %	99,95	99,5	97,5	79,0	25,0	3,0	0,5	0,1

При применении вместо хлора хлорной извести имеет место реакция

$$2CaOCl_2 + 2H_2O \rightleftarrows CaCl_2 + Ca(OH)_2 + 2HClO.$$

Дальнейшая диссоциация хлорноватистой кислоты происходит аналогично описанному выше.

Эффект подавления бактериальной жизни при *хлорировании зависит от дозы введенного хлора и продолжительности контакта его с водой.* Поэтому *хлоропоглощаемость* одной и той же воды, *равная суммарному расходу хлора на окисление микроорганизмов, органических* и *неорганических примесей, — величина переменная, зависящая от дозы введенного хлора, продолжительности контакта, величины pH, температуры воды* и др. (рис. 14.3). Очевидно, что доза вводимого хлора должна

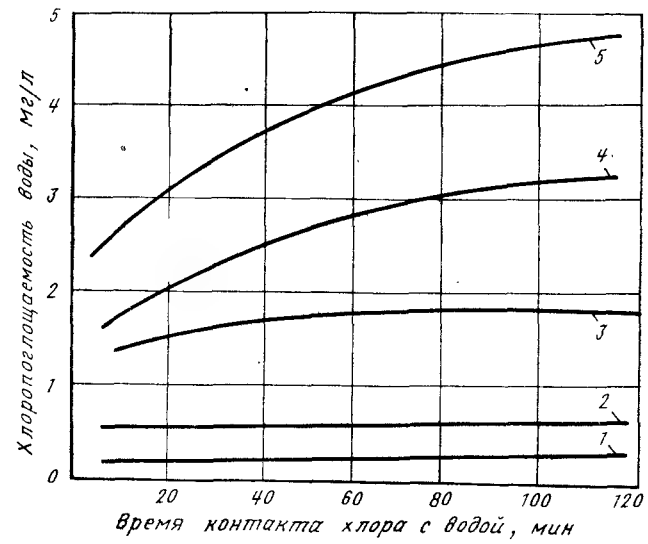


Рис. 14.3. Зависимость хлоропоглощаемости от времени контакта хлора с водой: дозы хлора, мг/л: *1* — 0,5; *2* — 0,75; *3* — 2,0; *4* — 4,0; *5* — 20,0

быть больше величины хлоропоглощаемости на величину остаточного хлора, присутствие которого является гарантией того, что окисление бактерий и органических веществ в воде практически завершено. Связь между дозой введенного в воду хлора и содержанием остаточного хлора может иметь прямолинейный характер или ярко выраженный излом (рис. 14.4). Непрямолинейный характер этой зависимости имеет место при наличии в хлорируемой воде аммиака. Первая точка перелома на кривой 2 соответствует образованию *монохлорамина* NH_2Cl с меньшим, чем у хлора окислительно-восстановительным потенциалом. Вторая — переломная точка кривой соответствует моменту окисления образовавшегося монохлорамина избыточным хлором.

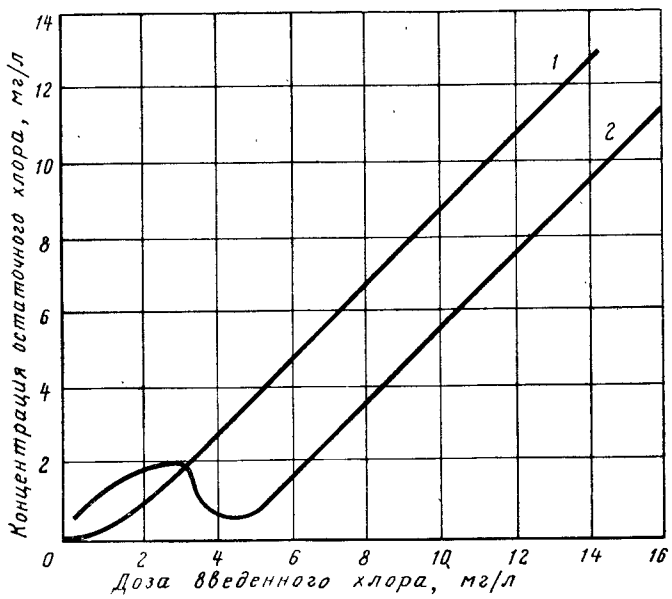


Рис. 14.4. Зависимость остаточного хлора от дозы введенного в воду при отсутствии (*1*) и при наличии (*2*) в ней аммонийных солей

На практике в соответствии с качеством исходной воды применяют *одно- или двухкратное хлорирование воды.* При обработке высокоцветных вод, а также вод, богатых органическими веществами и бактериями, применяют двукратное хлорирование. При этом хлор в воду дозируется сначала перед камерами хлопьеобразования или осветлителями (предварительное хлорирование), а затем в фильтрованную воду, перед резервуаром чистой воды. Предварительное хлорирование необходимо для окисления органических защитных коллоидов, препятствующих процессу коагуляции, а также окисления гуминовых веществ, обусловливающих цветность воды, с целью экономии коагулянта, расходуемого на ее обесцвечивание. Доза хлора на предварительное хлорирование значительно выше той, которая вводится в фильтрованную воду, и может доходить до 5 мг/л.

В некоторых случаях может возникнуть необходимость хлорирования воды повышенными дозами хлора, т. е. применения так называемого *перехлорирования*, гарантирующего высокий эффект ее обеззараживания. После перехлорирования воды остаточная концентрация хлора в ней достаточно велика (1 ... ... 7 мг/л), поэтому приходится прибегать к последующему ее *дехлорированию.* Для этого чаще всего применяют обработку воды *сульфитом натрия, сернистым газом* и *фильтрование дехлорируемой воды через активированный уголь.* Дехлорирование воды сульфитом натрия, считая 3,5 мг (в расчете на $Na_2SO_3 \cdot 7H_2O$) на 1 мг связываемого хлора, протекает по уравнению

$$Na_2SO_3 + H_2O + Cl_2 = Na_2SO_4 + 2HCl.$$

Дехлорирование воды сернистым газом (в соотношении примерно 1:1) происходит в соответствии с уравнением

$$SO_2 + 2H_2O + Cl_2 = H_2SO_4 + 2HCl.$$

При длительном пребывании питьевой воды перед поступлением к потребителям в резервуарах и водоводах (более 1,5 ч) для продления бактерицидного действия хлора, а также для предотвращения хлорфенольных запахов в воду кроме него вводят также и аммиак. *Введение аммиака*, кроме того, сокращает расход хлора и в ряде случаев улучшает вкус воды. При взаимодействии хлорноватистой кислоты (образовавшейся при хлорировании воды) с аммиаком получаются монохлорамины:

$$HOCl + NH_3 \rightleftarrows NH_2Cl + H_2O,$$

которые, гидролизуясь, образуют сильный окислитель — гипохлоритный ион:

$$NH_2Cl + H_2O \rightarrow NH_4^+ + OCl^-.$$

Гидролиз хлораминов протекает довольно медленно, поэтому в первое время окислительное действие хлораминов ниже, чем

хлора, но длительность бактериального действия хлораминов значительно больше, в связи с чем и применяют аммонизацию воды перед длительным ее пребыванием в резервуарах, водоводах и сети. Соотношение доз хлора и аммиака зависит от качества исходной воды. Обычно оптимальной, обеспечивающей образование монохлораминов, является доза аммиака в пять-шесть раз меньше дозы хлора.

Аммиачное хозяйство организуют аналогично хлорному и располагают в отдельных помещениях. Аммиак хранят в расходном складе в баллонах или контейнерах. Ввод аммиака производят в фильтрат при наличии фенолов — за 2...3 мин до ввода хлора.

Различают свободный хлор (молекулярный хлор, хлорноватистая кислота и гипохлорит-ионы) и *связанный* (хлор, в виде хлораминов). *Свободный хлор в 20—25 раз более бактерицидеи, чем связанный.* С увеличением pH воды уменьшается содержание связанного хлора.

На бактерицидный эффект хлорирования значительно влияет первоначальная доза хлора и продолжительность сохранения в обрабатываемой воде его некоторой остаточной концентрации. Минимальная продолжительность контакта 30 мин при остаточном содержании свободного хлора 0,3—0,5 мг/л. *Из патогенных микроорганизмов наиболее чувствительны к хлору: холерный вибрион, бациллы брюшного тифа и дизентерии. Паратиф В и микрокок более резистентны, на споровые формы хлор почти не действует.*

Количество хлора, расходуемого на окисление примесей воды, называется хлоропоглощаемостью, которая определяется как разница между количеством введенного хлора и его концентрацией в воде через 30 мин контакта.

К числу производных хлора, используемых при обеззараживании, относят: гипохлориты натрия ($NaClO \cdot 5H_2O$), кальция [$Ca(ClO)_2$], хлорит натрия ($NaClO_2$), оксид хлора ClO_2.

Гипохлорит натрия получают электролизом раствора поваренной соли в электролизере без диафрагмы. При этом вначале выделяются: на аноде — хлор, а на катоде — едкий натрий, которые взаимодействуя образуют гипохлорит натрия.

Гипохлорит кальция — стойкое вещество в виде белого порошка, содержащего до 90% продукта. Одним из способов получения является насыщение хлором водной суспензии гидроксида кальция при температуре 25—30 °С. Содержание активного хлора в гипохлорите кальция достигает 72% в зависимости от способа его получения.

Хлорит натрия — сильный окислитель, в твердом состоянии — негорюч и не самовоспламеняем. Его растворимость в

воде при 5 °С — 340, а при 60 °С — 550 г/л. При pH=2 он разлагается с образованием оксида хлора(IV) и соляной кислоты, при pH около 4 разложение замедляется, а при pH≃7 он не разлагается. Его широко используют для получения оксида хлора(IV).

Оксид хлора(IV) — зеленовато-желтый газ с резким запахом, легко взрывается от электрической искры, при солнечном освещении и при нагревании свыше 60 °С. Взрывоопасен в обычных условиях при контакте со многими органическими веществами (нефть, бензин и пр.). Его окислительный потенциал в кислой среде 1,5 В.

Растворимость оксида хлора(IV) в воде при 25 °С — 81,06, а при 40 °С — 51,4 г/л. Его водные растворы имеют более интенсивную окраску по сравнению с хлорной водой.

На водоочистных комплексах оксид хлора(IV) можно получать взаимодействием хлорита натрия и хлора или с разбавленной соляной кислотой, либо озоном. Он обладает более высоким бактерицидным и дезодорирующим действием, чем хлор. Присутствие в воде аммонийных солей не влияет на его окислительные свойства. При обработке вод, содержащих фенолы, не возникают хлорфенольные запахи, так как фенол практически полностью окисляется оксидом хлора(IV) до малеиновой кислоты и хинона, не имеющих в малых концентрациях запаха и привкуса.

Скорость процесса обеззараживания воды хлором и его производными определяется кинетикой диффузии оксиданта внутрь клетки и интенсивностью отмирания клеток вследствие нарушения метаболизма (обмена веществ). С ростом концентрации хлора в воде, повышением ее температуры и переводом его в сравнительно легко диффундирующую, недиссоциированную форму скорость процесса обеззараживания возрастает.

Бактерицидное действие хлора уменьшается с повышением pH воды. Поэтому обеззараживание воды хлором следует производить по возможности при более высоких температурах и низких значениях pH (до ввода щелочных реагентов). Содержащиеся в воде органические примеси, способные к окислению, восстановители, коллоидные и диспергированные вещества, обволакивающие бактерии, тормозят процесс обеззараживания воды.

Для дозирования в воду хлора, аммиака и сернистого газа (при дехлорировании) применяют *вакуумные газодозаторы* системы ЛОНИИ-100 (рис. 14.5) и системы Л. А. Кульского (рис. 14.6). Из баллонов, установленных на специальные весы (для контроля за расходом хлора), жидкий хлор передается в промежуточный баллон, где происходит его испарение и отде-

ление загрязняющих хлор примесей. Далее уже газообразный хлор проходит через фильтр со стекловатой (для окончатель-

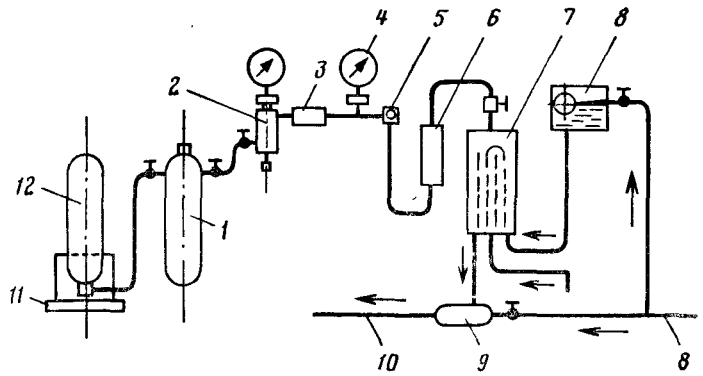


Рис. 14.5. Вакуумный хлоратор ЛОНИИ-100.
1 — промежуточный баллон; *2* — фильтр со стекловатой; *3* — редукционный клапан для снижения давления хлор-газа; *4* — манометр; *5* — измерительная диафрагма; *6* — ротаметр; *7* — смеситель; *8* — подача водопроводной воды; *9* — эжектор, создающий разряжение в хлораторе; *10* — отвод хлорной воды на дозирование; *11* — весы; *12* — баллон с хлором

ной очистки хлор-газа) и через понижающий давление редуктор. Степень понижения давления фиксируется двумя манометрами, установленными до и после редукционного клапана. С помощью диафрагмы создается перепад давлений, который служит импульсом для работы измерителя расхода хлора. Затем хлор, поступая в смеситель, смешивается с водопроводной водой, образуя хлорную воду, которая засасывается эжектором и отводится по назначению. *Вакуумные хлораторы* системы Л. А. Кульского показаны на рис. 14.6 — хлоратор ЛК-11 средней производительности (рис. 14.6, а) для расхода хлора в пределах 0,5 ... 4,5 кг/ч и хлоратор ЛК-10 малой производительности (рис. 14.6, б), рассчитанный на расход хлора в пределах 40 ... 800 г/ч.

Количество резервных хлораторов на одну точку ввода рекомендуется принимать: при 1 ... 2 рабочих хлораторах — один резервный, при более двух — 2. Допускается предусматривать общие резервные хлораторы для предварительного и вторичного хлорирования воды.

С одного стандартного баллона при обычной комнатной температуре можно получить не более 0,5 ... 0,7 кг/ч хлор-газа. Поэтому на крупных водоочистных комплексах с большим рас-

ходом хлора для увеличения съема хлора прибегают к специальному обогреву баллонов (теплой водой или подогретым воздухом при температуре 10 ... 30 °С). Испаритель оборудуют устройствами для контроля температуры воды и давления хлора и воды. На водоочистных комплексах большой производительности применяют бочки, величина съема хлора с которых на 1 м² составляет около 3 кг/ч, при комнатной температуре.

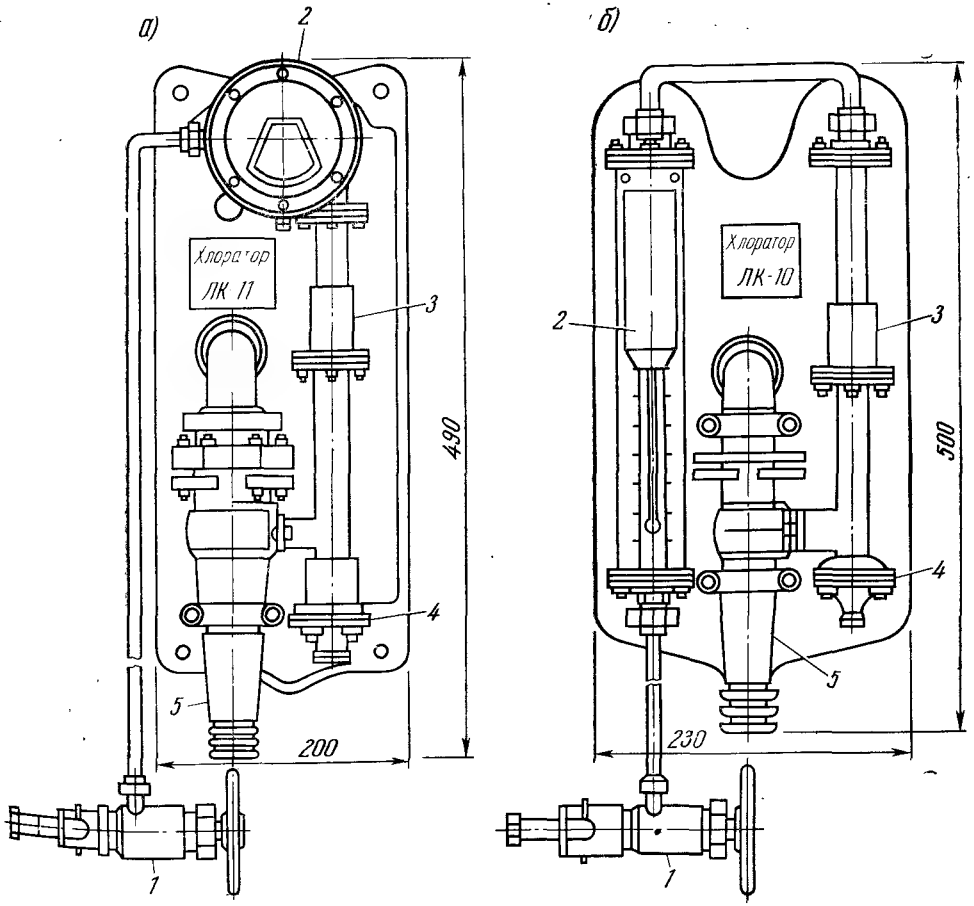


Рис. 14.6. Вакуумные хлораторы системы Л. А. Кульского: ЛК-11 (*а*) и ЛК-10 (*б*).
1 — микровентиль для дозирования хлора; *2* — ротационный измеритель хлор—газа; *3, 4* — водяной и газовый клапаны; *5* — водоструйный насос

Учитывая, что хлор является отравляющим газом, при проектировании хлораторных установок следует предусматривать необходимые меры, обеспечивающие безопасность обслуживающего персонала.

К числу этих мер относятся: наличие двух выходов из хлораторной, расположение хлораторной на первом этаже; наличие приточно-вытяжной вентиляции с устройством вытяжки в наиболее низкой части хлораторной, в месте, противоположном от входа в хлораторную; устройство электроосвещения с газозащитной герметической аппаратурой; наличие тамбура с размещением в нем спецодежды и противогазов, а также устройств для включения и выключения вентиляции и освещения.

При хлорировании воды отстоенным раствором хлорной извести крепостью 1 ... 1,5% его приготавливают таким же способом, как и раствор коагулянта. Аналогичные устройства служат и для дозирования раствора. Ввиду сильного коррозионного действия раствора хлорной извести баки для его приготовления следует применять деревянные, пластмассовые или железобетонные, а арматуру и трубы, — из полиэтилена или винипласта. Объем растворных баков, м³, определяют по формуле

$$V_р = \frac{Q n Д_{хл.}}{100\, b_{хл.и.}\, C\rho}, \qquad (14.1)$$

где Q — расчетный расход воды, м³/ч; n=12 ... 24 ч — количество часов, на которое заготавливается раствор хлорной извести; $Д_{хл.}$ — принятая доза активного хлора, мг/л; $b_{хл.и}$=1 ... ... 2 — концентрация раствора хлорной извести, %; C=25 ... ... 30 — содержание активного хлора в продажной хлорной извести, %; ρ=1 — плотность раствора хлорной извести, т/м³.

14.3. Электролизные установки для обеззараживания воды

Необходимость соблюдения особых мер предосторожности при транспортировке и хранении токсичного хлора является недостатком метода хлорирования воды. Этот недостаток особенно ощутим в нашей стране при обширности ее территории, когда хлор приходится перевозить на большие расстояния от заводов-поставщиков. Опасность утечки хлора на базисных складах водоочистных комплексов, расположенных вблизи населенных пунктов, во многих случаях препятствует применению этого метода обеззараживания воды. Использование хлорной извести и гипохлорита кальция технически просто, но дорого для крупных водоочистных комплексов.

Одним из наиболее перспективных способов обеззараживания питьевых вод на водоочистных комплексах с суточным расходом хлора до 50 кг является использование гипохлорита натрия (NaClO), получаемого на месте потребления путем электролиза растворов поваренной соли или минерализованных вод, содержащих не менее 20 мг/л хлоридов (установка «Поток»). Электрохимический способ получения гипохлорита натрия основан на получении хлора и его взаимодействии со щелочью в одном и том же аппарате — электролизере.

В настоящее время в нашей стране серийно выпускается *унифицированный ряд непроточных электролизных установок типа ЭН* производительностью от 1 до 100 кг активного хлора в сутки. Для небольших водоочистных установок рекомендуются *электролизеры ВИЭСХ* (0,1 ... 0,2 кг/сут хлора), а также электролизеры ЭН-1 и ЭН-5 производительностью 1 и 5 кг активного хлора в сутки. При необходимости можно осуществлять централизованное получение гипохлорита натрия на одном из пунктов с последующей доставкой его к отдельным потребителям. В этом случае могут применяться установки ЭН-25 или ЭН-100 производительностью 25 и 100 кг активного хлора в сутки. Количество электролизеров должно быть не более трех, из которых один резервный.

Электролизная установка непроточного типа (рис. 14.7) состоит из следующих основных узлов: бака для растворения соли, электролизера с зонтом вытяжной вентиляции, бака-накопителя, гипохлорита натрия, выпрямительного агрегата и элементов автоматики. Она работает следующим образом. В растворный бак загружают поваренную соль, заливают воду и с помощью насоса перемешивают до получения насыщенного (280 ... 300 г/л) раствора поваренной соли. Затем раствор с помощью насоса передают в электролизер, где разбавляют водопроводной водой до рабочей концентрации (100 ... 120 мг/л). Готовый раствор сливают в бак-накопитель, откуда дозируют в обрабатываемую воду. Технологические характеристики электролизеров непроточного типа приведены в табл. 14.1.

Электролизеры рекомендуется устанавливать в отдельном помещении. Допускается совместное расположение в одном помещении электролизера и бака-накопителя гипохлорита натрия. Раствор гипохлорита натрия должен поступать в бак-накопитель самотеком, для чего перепад высот между сливным патрубком электролизера и баком-накопителем должен быть не менее 0,1 ... 0,2 м.

Обеззараживание воды на установках производительностью до 5 тыс. м³/сут может быть достигнуто *прямым ее электролизом* при исходном содержании хлоридов не менее 20 мг/л и жесткости до 7 мг-экв/л. По Г. Л. Медришу, процесс протекает в два этапа: электрохимическое получение окислителей и их смешивание с обеззараживаемой водой. Одним из основных факторов прямого электролиза является вид применяемого анода, оптимальны платино-титановые аноды (ПТА) и окисно-рутениевые аноды (ОРТА).

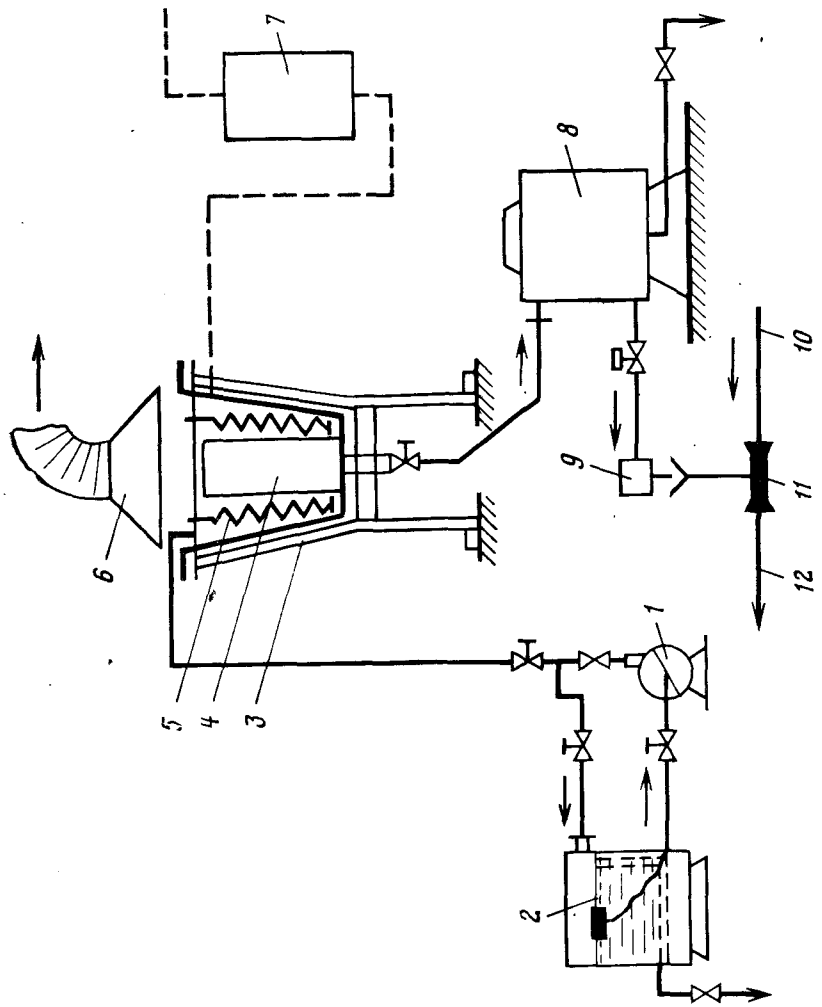


Рис. 14.7. Электролизная установка непроточного типа, ЭН-1.

1 — насос; *2* — растворный бак соли; *4* — кассета с графитовыми электродами; *5* — трубки холодильников; *7* — блок автоматики; *3* — электролизер; *6* — зонт вытяжной вентиляции; *8* — бак-накопитель гипохлорита натрия; *9* — дозатор; *10, 12* — подача и отвод воды к и от эжектора *11*

Таблица 14.1

Показатель	Индекс установки			
	ЭН-1	ЭН-5	ЭН-25	ЭН-100
Производительность по активному хлору, кг/сут	1	5	25	100
Токовая нагрузка, А	60 ... 70	60 ... 70	120 ... 140	300 ... 450
Рабочее напряжение, В	40 ... 42	40 ... 42	55 ... 65	220 ... 230
Концентрация активного хлора в растворе, г/л	6 ... 7	6 ... 7	10 ... 12	10 ... 12
Расход на 1 кг активного хлора:				
соли, кг	15 ... 13	15 ... 13	10 ... 8	8 ... 9
электроэнергии, кВт·ч	6 ... 7,5	6 ... 7,5	8 ... 9	10 ... 12
Объем электролитической ванны, м³	0,4	0,4	1	2,9
Производительность по активному хлору за один цикл, кг	0,33 ... 0,25	2,4 ... 2,6	10 ... 12	25 ... 33,3
Продолжительность одного цикла, ч	0,75 ... 0,9	7 ... 8	10 ... 12	5 ... 6
Рекомендуемое число циклов в сутки	3 ... 5	2	2	3 ... 4

Отечественная промышленность серийно выпускает *установки прямого электролиза «Поток»* с анодами из диоксида рутения и катодами из титана, которые чередуются с зазором между пластинами 3 мм. Установка состоит из электролизера, блока питания и замкнутого кислотного контура. Электролизер выполнен в форме параллелепипеда, внутри которого размещен пакет электродов. Кислотный контур предназначен для периодической промывки аппарата 3 ... 5%-ным раствором кис-

Таблица 14.2

Параметры	Значения параметров при содержании хлоридов в исходной воде, мг/л		
	20 ... 50	50 ... 100	100 ... 200
Доза хлора, г/м³	1	1	1
Производительность, м³/ч, при коэффициенте выхода хлора по току:			
0,2	5 ... 7	8 ... 10	9 ... 11
0,4	8 ... 9	11 ... 13	14 ... 16
0,6	11 ... 12	15 ... 17	20 ... 23
0,8	14 ... 16	20 ... 24	28 ... 32
Напряжение, В	8 ... 11	6 ... 8	4 ... 6
Анодная плотность тока, А/м²		80 ... 100	
Межэлектродное расстояние, мм		3 ... 5	

лоты для борьбы с катодным солеотложением. При одноразовом проходе под давлением обрабатываемой воды снизу вверх в межэлектродном пространстве электролизера обеспечивается ее обеззараживание, величина остаточного хлора в воде через 30 мин контакта составляет 0,3 ... 0,5 мг/л. В табл. 14.2 приведены параметры работы установки «Поток».

Как показали расчеты и практика, обеззараживание подземных вод предпочтительно прямым электролизом в рамках применимости данного метода.

14.4. Озонирование воды

Одним из наиболее сильных окислителей, уничтожающих бактерии, споры и вирусы (в частности, вирусы полиомиелита), является озон. Несомненным преимуществом озонирования является и то, что при этом одновременно с обеззараживанием происходит обесцвечивание воды, а также ее дезодорация и улучшение вкусовых качеств. Озон не изменяет природные свойства воды, так как его избыток (непрореагировавший озон) через несколько минут превращается в кислород.

Озон O_3, используемый для озонирования, получают из атмосферного воздуха в аппаратах, называемых озонаторами, в результате воздействия на него «тихого» (т. е. рассеянного без искр) электрического заряда, сопровождающегося выделением озона. Общая схема установки по озонированию показана на рис. 14.8. *Озонаторный генератор* представляет собой горизонтальный цилиндрический аппарат (вариант) с вмонтированными в него из нержавеющей стали трубками по типу теплообменника. Внутри каждой стальной трубы помещена стеклянная трубка с небольшой (2 ... 3 мм) кольцевой воздушной прослойкой, являющейся разрядным пространством. Внутренняя поверхность стеклянных трубок покрыта графитомедным (или алюминиевым) покрытием. Стальные трубы являются одним из электродов, а покрытия на внутренних стенках стеклянных трубок — другим. К стальным трубам подводят электрический переменный ток напряжением 8 ... 10 кВ, а покрытия на стеклянных трубках заземляют. При прохождении электрического тока через разрядное пространство происходит *разряд коронного типа*, в результате которого образуется озон. Предварительно осушенный и очищенный воздух проходит через кольцевое пространство и таким образом озонируется, т. е. образуется озоновоздушная смесь. Стеклянные трубки являются диэлектрическим барьером, благодаря чему *разряд получается «тихим»*, т. е. рассеянным без образования искр. При этом до 90% электроэнергии превращается в теплоту, которую отводит от озонатора циркулирующая в межтрубном пространстве аппарата охлаждающая вода.

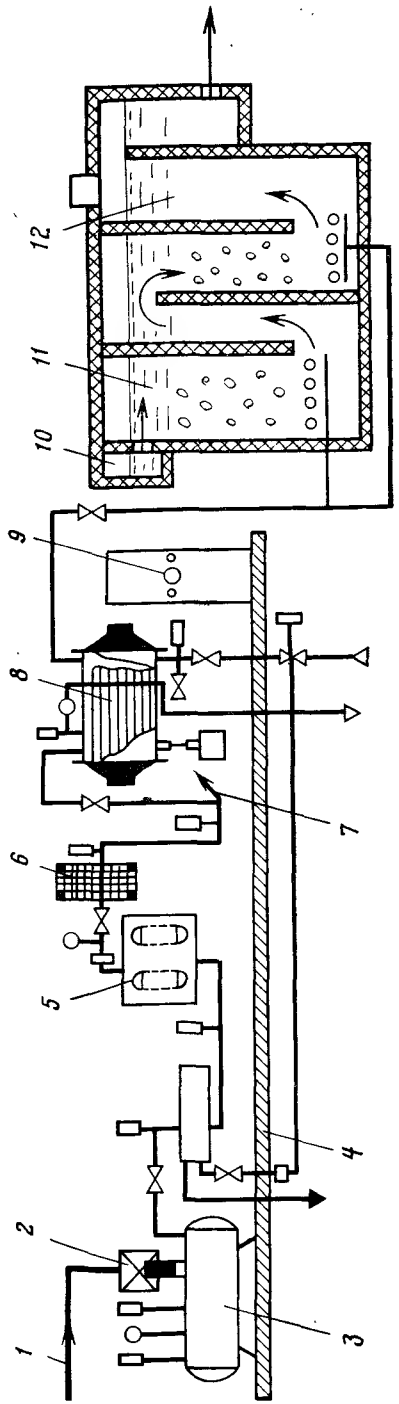


Рис. 14.8. Схема озонаторной установки.

1 — подача воздуха от компрессора; 2 — воздушный фильтр; 3 — теплообменник; 4 — водомаслоотделитель; 5 — сорбционные фильтры с ГАУ; 6 — адсорбер с селикагелем; 7 — тканевый фильтр; 8 — озонатор; 9 — блок автоматики; 10 и 12 — подача и отвод обрабатываемой воды; 11 — контактная камера

Подача в озонаторы кислорода увеличивает выход озона в 2 ... 2,5 раза по сравнению с подачей воздуха, но требует строительства установок для получения кислорода. Воздух, используемый в озонаторах, должен быть предварительно освобожден от влаги и пыли. Даже следы влаги, попадая в разрядное пространство аппарата, вызывают появление искрового разряда, который значительно снижает показатели работы озонатора — уменьшается выход озона и примерно в 4 раза возрастает расход электроэнергии (по сравнению с подачей сухого воздуха). Кроме того, присутствие следов влаги делает озон весьма агрессивным к деталям озонатора, трубам и арматуре. Для извлечения пыли воздух пропускают через матерчатые фильтры специальных конструкций, а для удаления влаги устанавливают адсорберы, загружаемые обычно селикагелем.

При сушке воздуха выделяется теплота. Чтобы в озонатор не попал слишком теплый воздух, его подвергают охлаждению. С этой целью воздух пропускают через теплообменник либо охлаждают в самом адсорбере путем подачи воды через змеевик, располагаемый непосредственно в селикагеле.

Озон (озоновоздушная смесь) вводят в воду либо через эжекторы (эмульгаторы), либо через сеть пористых труб или распределительных каналов, укладываемых по дну контактного резервуара. Распределительные каналы перекрывают фильтросными пластинами.

Доза озона зависит от назначения озонирования воды. Если озон вводят только для обеззараживания в фильтрованную воду (после ее предварительного коагулирования), то дозу озона принимают 1 ... 3 мг/л, для подземной воды — 0,75 ... 1 мг/л, при введении озона для обесцвечивания и обеззараживания воды доза озона может доходить до 4 мг/л. Продолжительность контакта обеззараживаемой воды с озоном принимается 5 ... ... 12 мин.

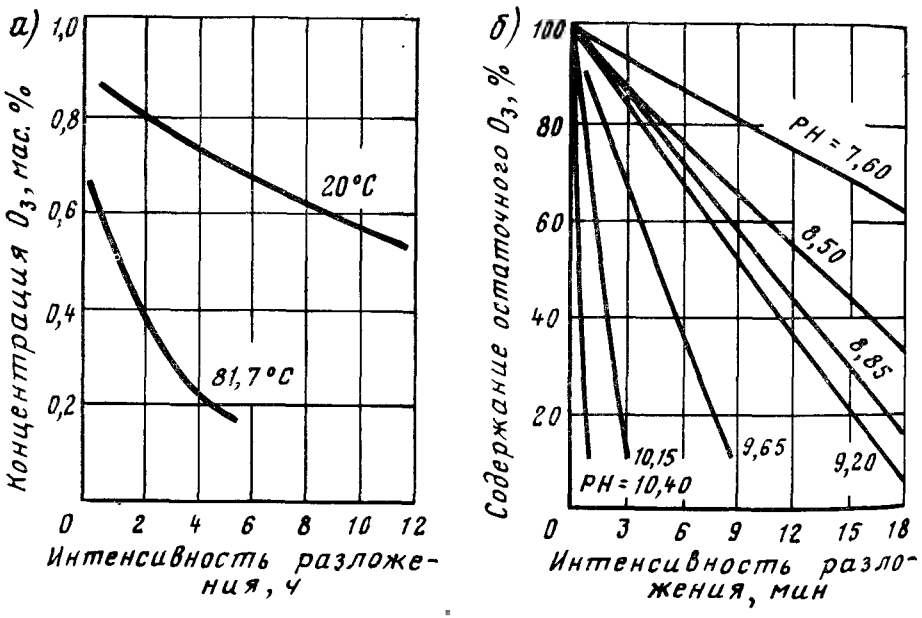


Рис. 14.9. Влияние температуры (*а*) и величины pH (*б*) на интенсивность разложения озона

Скорость разложения озона увеличивается при повышении pH, температуры, и степени минерализации воды (рис. 14.9).

Озон очень сильный окислитель, его окислительный потенциал 2,06 В. Патогенные микроорганизмы уничтожаются им в 15—20 раз, а споровые формы бактерий — в 300—600 раз быстрее, чем хлором. Механизм обеззараживания воды озоном основан на его способности *инактивировать* сложные органические вещества белковой природы, содержащиеся в животных и растительных организмах.

Чистый озон взрывоопасен, он не взрывается, если его концентрация в озоно-воздушной смеси не превышает 10%, т. е. 140 г/м³. Озон токсичен и может поражать органы дыхания. ПДК озона в воздухе помещений, где находятся люди, не более 0,0001 мг/л.

Для обеззараживания воды доза озона изменяется в соответствии с ее температурой и pH, а также содержанием в ней органических веществ.

В ряде случаев озонирование является универсальным методом водообработки, так как кроме обеззараживания воды дезодорируется и разлагаются органические вещества, обусловливающие цветность воды, улучшается процесс коагулирования примесей. Концентрация остаточного озона после выхода воды из контактной камеры должна быть 0,1—0,3 мг/л. Передозировка озона не опасна, так как через короткое время он превращается в кислород.

Отечественная промышленность выпускает низкочастотные (50—200 Гц) озонаторы, работающие на токе промышленной частоты и высокочастотные (400—10 000 Гц) более компактные и менее металлоемкие. Завод «Курганхиммаш» серийно выпускает генераторы ОП-6 производительностью по озону до 8 кг/ч (табл. 14.3), производительность генератора РГО-1 по озону до 10 кг/ч и высокочастотные «Озон-10» также 10 кг/ч, «Озон-1.5» и «Озон-4» — соответственно 1.5 и 4 кг/ч озона (частота 2500 Гц).

Таблица 14.3

Техническая характеристика озонаторов марки ПО

Марка озонатора	Сила тока, А	Мощность разряда, кВт	Расход воздуха, м³/ч	Выход озона, г/ч	Расход охлаждающей воды, м³/ч	Размер, мм			Масса, кг
						диаметр	длина	высота	
ПО-2	1	5	20	250	1	606	1600	85	620
ПО-3	1,4	7	24	470	1	706	1585	121	740
ПО-5	2,5	20	50	1000	2,5	1006	1825	241	933

Примечание. Возможная концентрация озона в озонаторах составляет 20 мг/л; расход электроэнергии на 1 кг озона — 14,7 кВт · ч

14.5. Обеззараживание воды бактерицидными лучами

Для обеззараживания подземных вод рекомендуется применять бактерицидное излучение при условии, если колииндекс исходной воды не более 1000 ед/л, содержание железа до 0,3 мг/л, мутность до 2 мг/л. Обеззараживание воды бактерицидными лучами имеет ряд преимуществ перед хлорированием. Природные вкусовые качества и химические свойства воды не изменяются. Бактерицидное действие лучей протекает во много раз быстрее, чем хлора; после облучения воду сразу можно подавать потребителям. Бактерицидные лучи уничтожают не только вегетативные виды бактерий, но и спорообразующие. Эксплуатация установок для обеззараживания воды бактерицидными лучами, проще, чем хлорного хозяйства.

В. Ф. Соколовым было установлено, что наибольшим бактерицидным действием обладают ультрафиолетовые лучи с длиной волны от 295 до 200 мкм. Эту область ультрафиолетового излучения называют бактерицидной. Максимум бактерицидного действия располагается около длины волны в 260 мкм. Процесс отмирания бактерий описывается уравнением

$$p = p_0 \exp\left(-\frac{E\ T}{k}\right), \qquad (14.2)$$

где p — число бактерий в единице объема, оставшихся живыми после бактерицидного облучения; p_0 — начальное число бактерий в единице объема; E — интенсивность потока бактерицидных лучей; T — продолжительность облучения; k=2500 — коэффициент сопротивляемости бактерий.

Эффект обеззараживания воды зависит от произведения интенсивности бактерицидного облучения E на продолжительность облучения T, т. е. от количества затраченной бактерицидной энергии Это означает, что один и тот же эффект может быть получен при малой интенсивности облучения, но большой продолжительности его и, наоборот, при большой интенсивности облучения и малой продолжительности.

При определении требуемого количества бактерицидной энергии необходимо учитывать ее поглощение при прохождении потока лучей через слой воды. Интенсивность потока лучистой энергии в толще поглощающего оптически однородного вещества (в мкВт/см²) изменяется по закону Ламберта—Бугера

$$E = E_0 \exp(-\alpha x), \qquad (14.3)$$

где E_0 — интенсивность потока лучистой энергии, поступающей на поверхность вещества, мкВт/см²; α — коэффициент поглощения см⁻¹; x — толщина слоя поглощающего вещества, см.

Коэффициент поглощения существенно зависит от состава воды и для различных источников водоснабжения меняется в широких пределах. Наибольшее влияние на коэффициент поглощения оказывает цветность воды, ее мутность и содержание железа. Жесткость, хлориды, сульфаты, аммиак, нитриты и нитраты в обычных концентрациях практически не влияют на поглощение бактерицидной радиации.

При обеззараживании бактерицидными лучами неочищенных мутных, цветных вод или вод с повышенным содержанием железа коэффициент поглощения оказывается настолько большим, что бактерицидный метод становится экономически нецелесообразным, а с санитарной точки зрения — ненадежным. Поэтому применение бактерицидных лучей рекомендуется только для обеззараживания воды, прошедшей очистку, или для подземных вод, не требующих очистки, но нуждающихся в обеззараживании в профилактических целях.

Большая разница в значениях коэффициента поглощения различных вод указывает на то, что наиболее правильным было бы его экспериментальное определение в каждом конкретном случае проектирования установок для обеззараживания воды. Если такая возможность по каким-либо причинам исключается, можно воспользоваться эмпирической формулой, полученной В. Ф. Соколовым:

$$\alpha = \frac{Ц + П + 10\,(C_{Fe} - 0{,}1)}{100}, \qquad (14.4)$$

где Ц — цветность воды, град; П — эмпирическая величина, учитывающая влияние мутности воды, равная 7 для вод цветностью до 20 град и 9 для вод цветностью 20 ... 50 град; C_{Fe} — концентрация железа, мг/л.

Микроорганизмы, находящиеся в воде, имеют различную степень сопротивляемости действию бактерицидных лучей и значение коэффициента k зависит от вида бактерий. Коэффициент сопротивляемости различных видов *вегетативных* и *патогенных бактерий коли*, равного приблизительно 2500, что и принимают при расчетах необходимого количества бактерицидной энергии для обеззараживания. При этом эффект обеззараживания воды, характеризуемый отношением p/p_0, подсчитывают по отмиранию бактерий коли. Он зависит от количества затраченной бактерицидной энергии $E \cdot T$, т. е. один и тот же эффект может быть получен при малой интенсивности облучения, но большой продолжительности его и, наоборот, при большой

интенсивности облучения и малой продолжительности. При определении необходимого количества бактерицидной энергии следует учитывать ее поглощение при прохождении потока лучей через слой воды: для бесцветных, не требующих обезжелезивания подземных вод, получаемых с глубоких горизонтов, — 0,1 см$^{-1}$; для родниковой, грунтовой, подрусловой и инфильтрационной воды — 0,15 см$^{-1}$; для воды поверхностных источников водоснабжения, прошедшей очистку на очистных сооружениях, — 0,2 ... 0,3 см$^{-1}$.

В последнем случае рекомендуемое значение коэффициента поглощения принято с запасом, учитывая возможные случайные отклонения показателей качества воды по мутности и цветности от требований ГОСТ 2874—82 «Вода питьевая». В. Ф. Соколов предложил расчетную формулу, которую применяют при проектировании установок для обеззараживания воды бактерицидными лучами:

$$F_р = \frac{Q\alpha k \lg (p/p_0)}{1563{,}5\,\eta_0\eta_п}; \qquad (14.5)$$

где $F_р$ — расчетный поток бактерицидной энергии, Вт; Q — расход обеззараживаемой воды, м^3/ч; α — коэффициент поглощения, см$^{-1}$; k — коэффициент сопротивляемости бактерий, принимаемый равным 2500 мк·Вт·с/см^2; p_0 — колииндекс воды до облучения; p — колииндекс воды после облучения, принимаемый согласно ГОСТ 2874—82 не более 3; η_0 — коэффициент использования бактерицидного потока, учитывающий поглощение лучей в слое воды, принимаемый равным 0,9; $\eta_п$ — коэффициент использования бактерицидного потока, учитывающий поглощение лучей отражателем (в аппаратах с непогруженным источником) или в кварцевых чехлах (в аппаратах с погруженными источниками). Значение коэффициента зависит от типа аппарата; для предварительных расчетов он может быть принят равным 0,9.

Необходимое количество бактерицидных ламп n определяют по формуле $n_1 = F_р/F_л$, где $F_л$ — расчетный бактерицидный поток одной лампы (табл. 14.3).

Расход электроэнергии, Вт·ч/м^3, на обеззараживание воды

$$S = \frac{Nn}{Q}, \qquad (14.6)$$

где N — потребляемая мощность лампы, Вт (см. табл. 14.4).

Наиболее распространенными источниками бактерицидного излучения являются *ртутно-кварцевые лампы высокого давления ПРК* и *аргонортутные лампы низкого давления РКС-2,5*.

Ртутно-кварцевые лампы высокого давления (примерно 0,05 ... ... 0,1 МПа) с температурой оболочки при горении лампы до 250 ... 300 °С являются мощными источниками видимого света и ультрафиолетовых лучей с максимумом излучения линий 365,0 ... 3666,3 мкм. Указанные в табл. 14.3 основные расчетные параметры ртутно-кварцевых (ПРК и РКС) и аргонортутных (БУВ) ламп относятся к концу расчетного срока их службы, т. е. после 4500 ... 5000 ч горения. Бактерицидный поток новых ламп на 30% выше.

Таблица 14.4

Тип лампы	Бактерицидный поток, Вт	Потребляемая мощность, Вт
УВ-30	2	30
БУВ-60П	6,5	60
ПРК-7	35	1000
РКС-2,5	—	6000

Небольшая мощность выпускаемых промышленностью аргонортутных ламп позволяет применять их в установках небольшой производительности, несмотря на их экономичность. Ртутно-кварцевые лампы высокого давления, хотя и менее экономичные, чем аргонортутные, применяют для обеззараживания большого количества воды с незначительным бактериальным загрязнением. В этих случаях обеззараживание воды облучением даже с использованием ртутнокварцевых ламп высокого давления более экономично по сравнению с хлорированием. В отечественной практике применяют несколько типов установок для обеззараживания воды бактерицидными лучами, разработанных в НИИ КВОВ Академии коммунального хозяйства (табл. 14.4).

Установка типа ОВ-1П предназначена для обеззараживания воды на небольших объектах. При обеззараживании большого количества воды включают несколько аппаратов параллельно. Установка ОВ-1П состоит из корпуса и одной бактерицидной лампы БУВ-60П, размещенной в кварцевом цилиндрическом чехле. Пусковое устройство к бактерицидной лампе крепят непосредственно к корпусу установки. Вода поступает в аппарат через нижний входной патрубок. Внутри аппарата имеется спираль, которая сообщает воде вращательное движение, способствующее хорошему перемешиванию потока. Омывая кварцевый чехол, вода подвергается равномерному облучению и обеззараживается. Потери напора в камере установки при расчетном расходе 3 м^3/ч составляют 0,2 м вод. ст. Установку мон-

тируют в помещении с температурой воздуха не ниже +5 °С вертикально на трубопроводе за насосом или непосредственно у водопотребителя. Для ее работы требуется переменный ток напряжением 220 В. Необходимо периодически (1 ... 2 раза в месяц) очищать кварцевый чехол от осаждающегося на нем осадка. Очистку производят без выключения установки путем нескольких возвратно-поступательных движений спирали, передвигаемой с помощью рукоятки.

Таблица 14.5

Тип установки	Производительность, м³/ч	Предельное давление, МПа	Тип и число ламп	Мощность потребляемая установкой, кВт	Завод-изготовитель
ОВ-1П	3	0,5	БУВ-60П / 1 шт.	0,06	Загорский машиностроительный завод
ОВ-АКХ-1 двухкамерная	60	0,5	ПРК-7м / 2 шт.	2	Вяземский машиностроительный завод
ОВ-АКХ-1 трехкамерная	90	0,5	ПРК-7м / 3 шт.	3	То же
ОВ-1П-РКС	50 ... 70	1,0	РКС-2,5 / 1 шт.	6	Загорский машиностроительный завод
ОВ-3П-РКС	150 ... 200	1,0	РКС-2,5 / 3 шт.	18	Эксперементальный завод коммунального оборудования АКХ

Примечания: 1. Присоединительные и установочные размеры принимаются в соответствии с данными заводов-изготовителей. 2. Техническая документации на указанные установки находится на заводах-изготовителях

Установка типа ОВ-3Н также предназначена для обеззараживания воды на водопроводах небольшой мощности. Она состоит из корпуса в виде прямоугольной камеры с тремя лотками, крышки корпуса, в которой размещены бактерицидные лампы и шкаф управления. Установка оборудована бактерицидными лампами БУВ-60П и рассчитана на производительность до 8,0 м³/ч. При обеззараживании большого количества воды включают несколько установок параллельно. Вода в безнапорной установке ОВ-3Н движется самотеком, через приемную камеру, дырчатую перегородку и далее проходит по лоткам, дважды меняя направление. При движении воды по лоткам поток воды перемешивается, подвергаясь равномерному воздействию бактерицидного излучения ламп. Потеря напора в установке при расчетном расходе воды 8 м³/ч составляет 0,10 ... ... 0,15 м. Установку монтируют в помещении с температурой воздуха не ниже +5 °С и только в горизонтальном положении. Для работы установки требуется переменный ток напряжением 220 В.

Установка типа ОВ-АКХ-1 (рис. 14.10) предназначена для обеззараживания воды бактерицидными лучами на централизованных водопроводах средней производительности. Установка состоит из двух основных частей: технологической и электрической. В первую входят секции установки, включающие в себя ряд (от двух до пяти) последовательно соединенных камер. Вторая — состоит из шкафа управления и ящика сигнализации. Каждая камера представляет собой литую конструкцию цилиндрической формы с шестью внутренними радиальными перегородками, обеспечивающими интенсивное перемешивание воды во время облучения. В центральной части каждой камеры в кварцевом цилиндрическом чехле размещена ртутно-

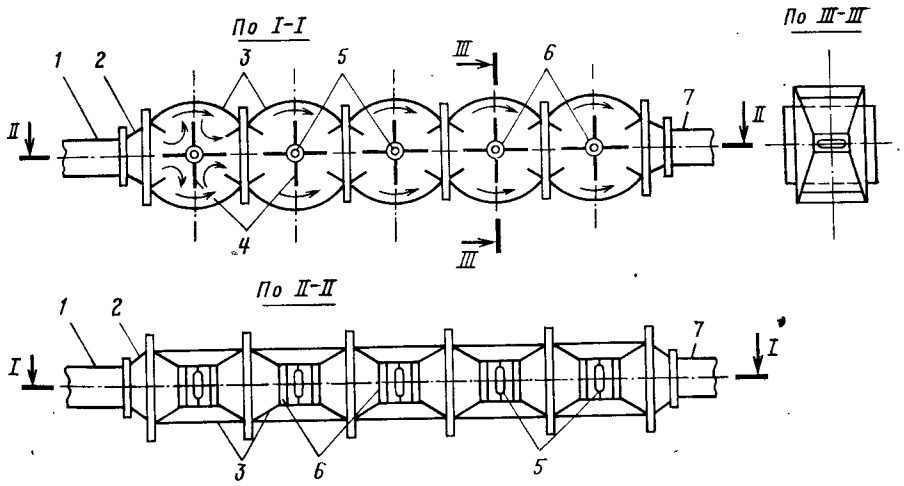


Рис. 14.10. Бактерицидная установка ОВ-АКХ-1.
1, 7 — входной и выходной патрубки; *2* — переходные патрубки; *3* — бактерицидные камеры; *4* — струенаправляющие перегородки; *5* — ультрафиолетовые излучатели; *6* — кварцевые чехлы

кварцевая лампа типа ПРК-7. Производительность установки в зависимости от числа камер составляет от 30 до 150 м³/ч. Обеззараживаемая вода поступает через входной патрубок через последовательно расположенные камеры. Ее конструктив-

ным аналогом является установка системы «Видеко» (рис. 14.10, б).

Напорная установка ОВ-1П-РКС состоит из камеры, оборудованной спиралью и одной лампой РКС-2,5, помещенной в кварцевом чехле.

Установка ОВ-1П-РКС состоит из ряда цилиндрических последовательно соединенных типовых камер.

Безнапорная установка ОВ-3П-РКС (рис. 14.11) рассчитана на расход 3000 м/ч и более. Она размещается в канале в виде рам-кассет, на которых закреплены блоки с лампами РКС-2,5. В кассеты монтируются несколько ламп, защищенных кварцевыми цилиндрическими чехлами. Чтобы обеспечить турбулентный режим потока воды и хорошее перемешивание в канале во время облучения, лампы располагают в шахматном порядке. При таком размещении ламп обеспечивается высокий коэффициент использования бактерицидного потока. Канал, оборудованный кассетами, сверху перекрыт съемными крышками. Рядом с каналом располагается пульт управления с пусковой аппаратурой к лампам.

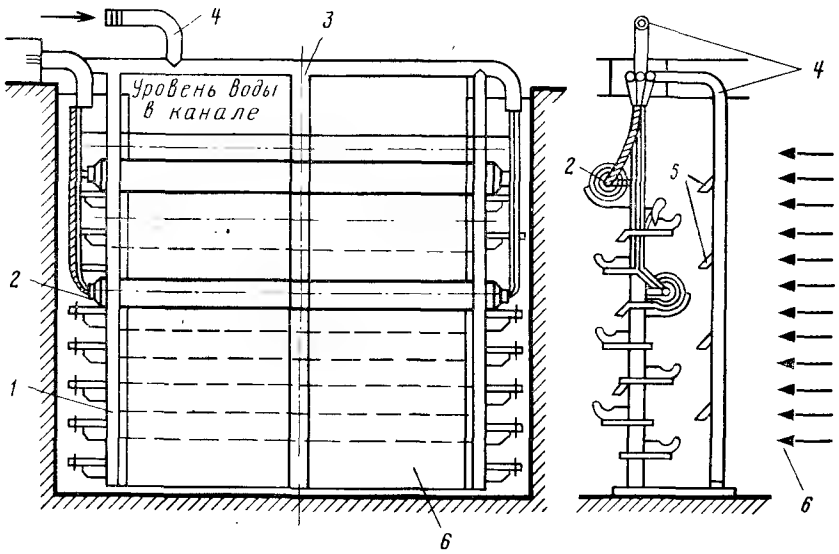


Рис. 14.11. Бактерицидная установка ОВ-3П-РКС.
1 — металлическая рама с кронштейнами; *2* — блоки с бактерицидными лампами РКС-2,5; *3* — металлические пластины; *4* — трубопровод напорной воды для отмывки чехлов; *5* — промывные сопла; *6* — канал подачи обрабатываемой воды

Опыт эксплуатации установок для обеззараживания воды бактерицидными лучами показывает, что этот метод обеспечивает надежную дезинфекцию воды. Эксплуатационные расходы на обеззараживание воды облучением не превышают эксплуатационных затрат на хлорирование, а на водопроводах, использующих в качестве источников водоснабжения подземные, родниковые или подрусловые воды, обеззараживание воды облучением дешевле в 2—3 раза по сравнению со стоимостью обеззараживания воды путем хлорирования.

Расход электрической энергии на обеззараживание воды из подземных источников водоснабжения облучением не превышает 10 ... 15 Вт·ч/м^3. Расход электрической энергии на облучение воды из открытых источников водоснабжения, прошедший обработку на водоочистных сооружениях, составляет до 30 Вт·ч/м^3.

Недостатком рассматриваемого метода обеззараживания является отсутствие оперативного способа контроля за эффектом обеззараживания (в отличие от хлорирования — по остаточному хлору). Кроме того, метод облучения непригоден для обеззараживания мутных вод.

15. ДЕЗОДОРАЦИЯ ВОДЫ, УДАЛЕНИЕ ТОКСИЧНЫХ ОРГАНИЧЕСКИХ И МИНЕРАЛЬНЫХ МИКРОЗАГРЯЗНЕНИЙ

15.1. Общие положения

Одной из актуальных проблем последних десятилетий в области водоподготовки является необходимость *дезодорации питьевой воды*. Ухудшение вкусовых качеств природных вод обусловлено их минеральным и органическим составом. Нежелательные привкусы и запахи вызываются неорганическими соединениями и органическими веществами естественного и искусственного происхождения.

Присутствие в природной воде растворенных органических веществ биологического происхождения является результатом процессов разложения и последующей трансформации отмерших высших водных растений, планктонных и бентосных организмов, различных бактерий и грибов. При этом в воду выделяется большое количество *низкомолекулярных спиртов, карбоновых кислот, оксикислот, кетонов, альдегидов, фенолсодержащих веществ* обладающих сильным запахом.

Органические вещества способствуют развитию микроорганизмов, выделяющих во внешнюю среду *сероводород, аммиак, органические сульфиды, дурно пахнущие меркаптаны*. Интенсивное развитие и отмирание водорослей способствует появлению в воде *полисахаридов; щавелевой, винной* и *лимонной кислот; веществ типа фитонцидов*. В продуктах распада водорослей содержание фенола в 20—30 раз превышает ПДК (0,001 мг/л).

Несмотря на принятые законодательные меры все еще наблюдается сброс промышленных сточных вод в поверхностные водоемы, что приводит к их загрязнению минеральными и органическими соединениями. Среди них *соли тяжелых металлов, нефть и нефтепродукты, синтетические алифатические спирты, полифенолы, кислоты, пестициды, СПАВ* и др.

Особую опасность представляют *пестициды*, относящиеся к разным классам органических соединений и находящихся в воде в различных состояниях. Они оказывают отрицательное действие на органолептические свойства воды. *Токсичность пестицидов, присутствующих в воде, возрастает в процессе обработки ее хлором или перманганатом калия.*

Нефть и нефтепродукты плохо растворимы в воде и очень устойчивы к биохимическому окислению. Большие концентрации нефти придают воде сильный запах, повышают ее цветность и окисляемость, снижают содержание растворенного кислорода. При небольшом содержании нефти в воде ее органолептические показатели заметно ухудшаются.

Попадая в воду с бытовыми и промышленными стоками *СПАВ* резко ухудшают ее качество, появляются *устойчивые запахи (мыльный, керосиновый, канифольный)* и *горьковатые привкусы*. Как правило, СПАВ усиливают стабильность запахов других примесей, катализируют токсичность находящихся в воде канцерогенных веществ, пестицидов, анилина и др.

Присутствующие в природных водах Севера и средней полосы России *гуминовые кислоты и фульвокислоты, лигнины* и многие другие органические соединения естественного происхождения служат одним из источников *образования фенолов*, которые ухудшают их органолептические свойства. *При хлорировании воды, содержащей фенолы, образуются диоксины* — чрезвычайно ядовитые вещества (смертельные дозы: *стрихнин* — $1{,}5\cdot10^{-6}$; *ботулин* — $3{,}3\cdot10^{-17}$, *нервнопаралитический газ* — $1{,}6\cdot10^{-5}$ моль/кг). Доза диоксинов — $3{,}1\cdot10^{-9}$ — смертельна, а доза $6{,}5\cdot10^{-15}$ моль/кг для людей в возрасте до 70 лет — риск заболевания раком. В сто раз меньшая доза *влияет на иммунную систему («химический СПИД»)* и *репродуктивные функции организма*. Самым ядовитым веществом являются *2,3,7,8-тетрахлордибензодиоксин (ТХДД)*. Основным ядовитым веществом в выбросах целлюлозно-бумажных комбинатов являются *полихлорированные дибензфураны (ПХРД)* и *сильнейшим канцерогеном — продукты сгорания мазута, бензина, угля* и т. п. является *бенз(а)пирен* (синергизм проявляется в паре диоксин-бенз(а)пирен).

Получение пестицида 2,4-дихлорфенола хлорированием фенола сопровождается образованием 2,4,6-трихлорфенола, который самоконденсируется в диоксины, попадающие с питьевой водой к людям, так как современные водоочистные технологии не обладают барьерными функциями в отношении последних. Установлено, что полихлорированный дибензо-*п*-диоксин (ПХДД) и полихлорированный дибензфуран (ПХДФ) образуются непосредственно при хлорировании воды, т. е. *образование диксинов при предварительном хлорировании воды — неизбежно.*

Присутствующее в воде *железо является катализатором до-*

хлорирования фенолов, переводя малотоксичные диоксины в высокотоксичные при хлорировании воды. Органические вещества, присутствующие в воде, практически беспрепятственно проходят через загрузку скорых фильтров, в том числе и их токсичная диоксинсодержащая часть.

Иногда *органолептические свойства воды ухудшаются* при передозировке реагентов или в результате неправильной эксплуатации водоочистных сооружений. Так, при обесцвечивании воды коагулированием без последующей стабилизации возрастает коррозионная активность воды и вследствие этого ухудшаются ее органолептические показатели. *При хлорировании воды наблюдается ухудшение ее органолептических показателей* как при нарушении режима процесса, так и в результате образования хлорорганических соединений, вызывающих неприятные привкусы и запахи.

Установлено, что *традиционные приемы очистки воды обладают слабо выраженным барьерным действием* в основном по отношению к тем химическим загрязнениям, которые находятся в воде в виде взвесей и коллоидов или переходят в нерастворимую форму в процессе очистки и предварительной обработки хлором (например, *эмульгированные фракции нефти, плохо растворимые пестициды, некоторые металлы*). По отношению к таким загрязнениям барьерная роль очистных сооружений может быть повышена путем соответствующего подбора реагентов и высокой степени осветления воды.

Дезодорация воды в некоторых случаях достигается при коагулировании примесей и их флокулировании с последующим фильтрованием, однако часто для устранения нежелательных запахов и привкусов требуется применение специальных технологий. Их выбор диктуется характером примесей и состоянием, в котором они находятся (взвеси, коллоиды, истинные растворы, газы).

Универсальных методов дезодорации воды на сегодня — не существует, однако, использование некоторых из них в сочетании обеспечивает требуемую степень очистки. Если вещества, вызывающие неприятные привкусы и запахи, находятся во взвешенном и коллоидном состоянии, то хорошие результаты дает их коагулирование. Привкусы и запахи, обусловленные неорганическими веществами, находящимися в растворенном состоянии, извлекают дегазацией, обезжелезиванием, обессоливанием и др. Запахи и привкусы, вызываемые органическими веществами, отличаются большой стойкостью. Обычно их извлекают путем оксидации и сорбции.

Вещества, обладающие сильными восстановительными свойствами (гумусовые кислоты, соли железа(II), дубильные вещества, сероводород, нитриты, поли- и одноатомные фенолы и т. п.) хорошо извлекаются из воды путем оксидации. Более устойчивые соединения (карбоновые кислоты, алифатические спирты, углеводороды нефти и нефтепродукты и т. п.) в условиях обработки хлором и его производными, а иногда и озоном окисляются плохо. Иногда сильные окислители, воздействуя на эти вещества, значительно усиливают первоначальные привкусы и запахи (например, фосфороорганические пестициды). Вместе с тем действие окислителей на легкоокисляемые соединения приводит к их полной деструкции, либо к образованию веществ, не влияющих на органолептические показатели воды. Таким образом, действие окислителей эффективно лишь по отношению к ограниченному числу загрязнений.

Недостатком окислительного метода является также необходимость дозирования окислителя в исключительно точном соответствии с уровнем и видом загрязнения воды, что крайне затруднительно, принимая во внимание сложность и длительность многих химических анализов.

Более надежным и экономичным является применение *фильтров с гранулированным активным углем*, используемым в качестве фильтрующей загрузки. Фильтры, загруженные гранулированным активным углем независимо от колебания уровня загрязнения воды, являются постоянно действующим барьером по отношению к сорбируемым веществам. Однако, серьезным затруднением для применения этого метода очистки воды является сравнительно малая поглощающая способность угля, что вызывает необходимость частой его замены или регенерации.

Кроме того, установлено, что из воды хорошо сорбируется активным углем гидрофобные вещества, т. е. плохо растворимые в ней и слабо гидратирующиеся в растворах (слабые органические электролиты, фенолы и др.). Менее эффективно сорбируются активным углем более сильные органические электролиты и многие органические ациклические соединения (карбоновые кислоты, альдегиды, кетоны, спирты).

В условиях повышенного антропогенного загрязнения водоемов для дезодорации воды, удаления токсичных микрозагрязнений необходимо сочетать методы оксидации, сорбции и аэрации.

15.2. Дезодорация воды аэрацией

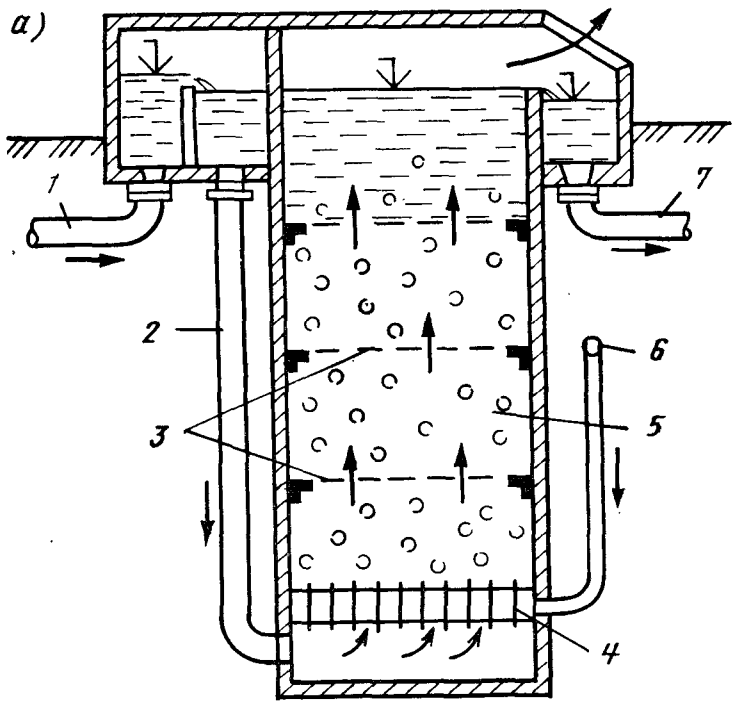
Для удаления из природных вод летучих органических соединений биологического происхождения, вызывающих запахи и привкусы, широко применяют их *аэрирование.*

На практике аэрирование проводят в *специальных установках — аэраторах барботажного, разбрызгивающего и каскадного типов.*

В аэраторах барботажного типа воздух, подаваемый воздуходувками, распределяется в воде дырчатыми трубами, подвешенными в резервуаре (рис. 15.1), распылительными устройствами, расположенными на его дне. Преимущество первого способа заключается в простоте демонтажа установки.

Распределение воздуха распылительными устройствами часто применяется в аэраторах со спиральным движением воды, которые применяются на крупных установках.

Глубина слоя воды в аэраторах такого типа колеблется от 2,7 до 4,5 м. Исследования показывают, что поскольку равновесие между концентрациями веществ, имеющих запах, в жидкой и газообразной фазах достигается мгновенно, высота слоя воды при барботировании не играет существенной роли и может быть уменьшена до 1—1,5 м. Максимальная ширина резервуара обычно в два раза больше, чем глубина. Площадь



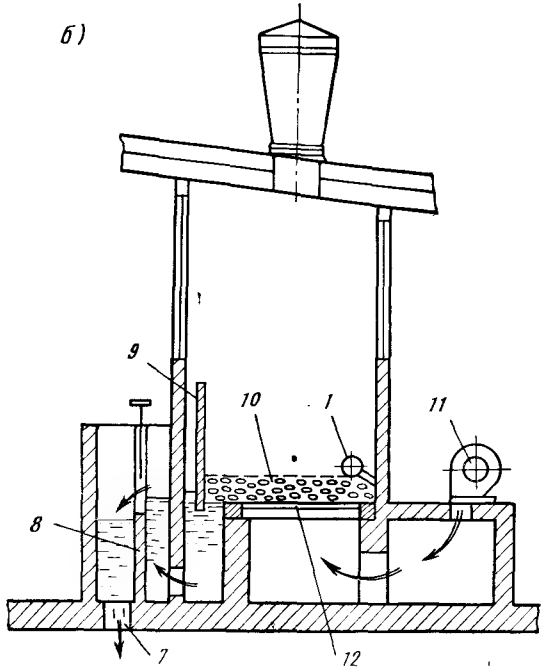


Рис. 15.1. Аэратор барботажного типа (*а*) и инка-аэратор (*б*).

6 — магистральный воздухопровод; *2* — ввод воды в барботажную камеру 5; *3* — дырчатые пластины; *4* — воздухораспределитель; *7, 1* — отвод аэрированной и подача исходной воды; 8 — водослив; *9* — стабилизацинная перегородка; *10* — слой пены; *11* — вентилятор; *12* — дырчатое дно; *5* — барботажная камера

поверхности выбирают произвольно. Длительность продувания воздуха, как правило, не превышает 15 мин. Расход воздуха составляет 0,37—0,75 м³/мин на 1 м³ воды.

Барботажные установки открытого типа могут работать при температуре ниже 0 °С. Степень аэрирования легко регулируется изменением количества подаваемого воздуха. Стоимость установок и их эксплуатации невысока.

В разбрызгивающих аэраторах вода распыляется соплами на мелкие капли, при этом увеличивается поверхность ее контакта с воздухом. Основным фактором, определяющим работу аэратора, является форма сопла и его размеры. Продолжительность соприкосновения воды с воздухом, определяемая начальной скоростью струи и ее траекторией, обычно составляет

2 с (для вертикальной струи, которая выбрасывается под напором 6 м).

В аэраторах каскадного типа обрабатываемая вода падает струями через несколько последовательно расположенных водосливов. Длительность контакта в этих аэраторах может быть изменена за счет увеличения количества ступеней. Потеря напора на аэраторах каскадного типа колеблется от 0,9 до 3 м.

В аэраторах смешанного типа вода одновременно разбрызгивается и стекает тонкой струей с одной ступени на другую. Для увеличения площади соприкосновения воды с воздухом применяют керамические шары или кокс.

Общим недостатком аэраторов, построенных на принципе контакта пленки воды с воздухом, является их неэкономичность из-за большой площади, невозможность использования в зимнее время, потребность в мощной вентиляции при установке их в помещениях, и, наконец, склонность к обрастанию.

Аэрирование воды в пенном слое осуществляется в *инкааэраторе* (рис. 15.1, б) представляющем собой бетонный резервуар, на дне которого находится перфорированная пластина из нержавеющей стали. Вода равномерно распределяется по пластине распределительной трубой. Для стабилизации слоя пены применяется специальная перегородка. Аэрируют воду воздухом, подаваемым вентилятором. Вода, пройдя инкааэратор, выпускается через водослив.

Образование огромной пограничной поверхности между жидкой и газообразной фазами обеспечивает высокую интенсивность процесса дезодорации. Нормальное соотношение воздуха и воды в инкааэраторах колеблется в пределах 30 : 1 — 300 : 1. Несмотря на большой расход воздуха, интенсивное аэрирование экономически оправдано (благодаря незначительной потере напора воздух подается вентилятором).

Однако, аэрированием невозможно устранить стойкие запахи и привкусы, обусловленные наличием примесей, имеющих незначительную летучесть.

15.3. Применение сильных окислителей

Окислители применяют в практике очистки питьевой воды для обеззараживания и улучшения ее органолептических показателей. В последние годы в связи с возросшим загрязнением водоемов органическими соединениями за счет смыва с сельскохозяйственных угодий значение окислителей в практике очистки питьевой воды существенно возросло, так как многие химические вещества, присутствующие в воде, разрушаются в той или иной степени под действием окислителей. Образующиеся продукты трансформации могут значительно отличаться от

исходных веществ — загрязнителей не только по своей химической структуре и физико-химическим свойствам, но и по токсичности.

Опыт *токсиколого-гигиенической* и *технологической оценки* эффективности использования окислителей показывает, что наиболее важным является выбор окислителя для очистки питьевой воды от химических загрязнений. При этом необходимо учитывать не только величину окислительно-восстановительного потенциала каждого окислителя, но также и другие факторы, оказывающие существенное влияние на эффективность очистки: степень и характер химического загрязнения воды, ее состав, наличие природных соединений, таких, как гуминовые и сложные фенолы, способные окисляться, величина pH воды и т. д. При этом должна учитываться способность некоторых окислителей к реакциям замещения с включением молекул окислителя в образующиеся химические вещества, в результате чего в воде могут появиться нежелательные и даже опасные соединения. Так, при обработке хлором воды, содержащей фенолы, могут образовываться хлор-фенолы, придающие ей резкий неприятный запах. Известны также и токсичные хлорорганические соединения (хлорированные углеводороды). В практике водоподготовки в основном применяют следующие окислители: озон, перманганат калия, хлор и его производные.

Озон является наиболее сильным из всех известных в настоящее время окислителей. Одним из его преимуществ с гигиенической точки зрения является неспособность в отличие от хлора к реакциям замещения, о которых указывалось выше. Особенностью озона является то, что он быстро разлагается. С одной стороны, это вызывает некоторые технические трудности, а с другой — создает определенные преимущества, так как даже при некотором передозировании остаточные количества его не могут быть велики, не требуется его устранения. Как показали исследования, остаточный озон в количестве 3,5 ... 5,0 мг/л в течение 30 мин снижался до 0,2 ... 0,3 мг/л. Вводить излишне большие дозы озона при обработке питьевой воды не рекомендуется, поскольку после нее вода может приобретать неприятный ароматический запах. Благодаря высокому окислительному потенциалу озон окисляет вещества, обусловливающие привкусы и запахи, которые обычно не окисляются другими реагентами. Длительность контакта озона с водой не превышает 10—15 мин; дополнительные соединения при этом не образуются. В связи с тем, что озон поступает в воду с большим количеством воздуха, одновременно происходит и аэрирование воды. В результате озонирования вода приобре-

тает освежающий привкус и запах, характерный для поверхностных или ключевых вод наилучшего качества.

Озон ограниченно растворим в воде, и его растворимость значительно уменьшается при повышении температуры. Поэтому, несмотря на сильные окислительные свойства, при большом загрязнении воды органическими веществами озон не дает хорошего дезодорирующего эффекта.

Углеводороды нефти окисляются озоном в карбоновые кислоты ступенчато: в *качестве промежуточных продуктов образуются альдегиды и кетоны*, часто обладающие сильным и неприятным запахом и привкусом.

Предельно допустимые концентрации альдегидов и кетонов в воде составляют 0,1—2,0, а низкомолекулярных карбоновых кислот — 5—250 мг/л. Из этого следует, что высокий дезодорирующий эффект возможен лишь при окислении не только исходных веществ, но и промежуточных продуктов реакции. Однако, за время обработки воды озоном это в ряде случаев не достигается. Реакция окисления прекращается на промежуточной стадии и обрабатываемая вода приобретает новый неприятный запах.

Если же содержание альдегидов и кетонов в воде незначительно, то окисление их озоном происходит с большей полнотой и концентрации промежуточных продуктов снижаются ниже предельно допустимых. При этом из воды практически устраняются запахи и привкусы.

Все, что сказано по поводу окисления углеводородов нефти, касается и алифатических спиртов, поскольку промежуточными продуктами их окисления также являются альдегиды и кетоны. Поэтому, как показывают исследования, алифатические спирты, концентрации которых превышают предельно допустимые, даже в случае значительной продолжительности озонирования из воды не устраняются.

Из этого следует, что *применение озона наиболее эффективно для очистки мало загрязненных природных вод*. При величине перманганатной окисляемости воды 8—10, 10—15, 15—20 мг O_2/л дозу озона соответственно принимают 1—3, 3—5, 5—8 мг/л.

Можно также использовать комбинированные методы — хлорировать воду на первичных стадиях ее очистки, а обрабатывать озоном при подаче потребителю. В этом случае органолептические показатели озонированной воды не снижаются.

Перманганат калия является менее сильным окислителем, чем озон, он не вступает в реакции замещения. К недостаткам перманганата калия следует отнести его сравнительно высокую стоимость, дефицитность, а также опасность появления остаточных концентраций, поскольку марганец нормируется в питьевой воде до 0,1 мг/л.

Действие обычных доз хлора на вещества, придающие воде привкусы и запахи, можно усилить добавлением 0,3—0,5 мг/л перманганата калия перед или после введения хлора.

В первом случае перманганат калия разрушает органические вещества, вступающие в реакцию с хлором и образующие хлорпроизводные с резким неприятным запахом, во втором — он разлагает образовавшиеся хлорпроизводные. Перманганат калия добавляют до введения хлора при наличии в воде фенолов. Другие реагенты (коагулянт, активированный уголь) при этом следует вводить не ранее, чем через 10—15 мин после добавления перманганата.

Для устранения привкусов и запахов перманганат калия можно применять самостоятельно. Его дозу в этом случае определяют по показателю перманганатной окисляемости воды, характеризующему загрязнение органическими веществами:

Окисляемость, мг O_2/л	Доза $KMnO_4$, мг/л
8—10	2—4
10—15	4—6
15—25	6—10

При наличии очень сильных запахов и привкусов допускается применение и больших доз реагента, однако, они должны быть обоснованы технологическими исследованиями. Для дезодорации воды перманганат калия применяют в виде 0,5—2,0%-ного раствора (в пересчете на товарный продукт). Готовят такой раствор в стальных или железобетонных баках с наклоном стенок дна под углом 40—45° к горизонтали; перемешивают гидравлическим, механическим способом или аэрированием. Растворно-расходных баков должно быть не менее двух. Дозируют отстоянный раствор в воду дозаторами (например, поплавковыми), транспортируют к месту его ввода по стальным или пластмассовым трубопроводам. При расчете объема растворно-расходных баков длительность полного растворения товарного продукта принимают в зависимости от температуры воды:

Температура воды, °С	Длительность растворения, ч
20	4—6
40	2—3

Приготовление раствора перманганата калия концентрацией 0,5 ... 2% (по товарному продукту) осуществляют в баках с

механическим побуждением, рассчитываемых на время полного растворения реагента 4...6 ч при температуре воды 20 °С и 2...3 ч при 40 °С. Количество растворных или растворно-расходных баков принимают не менее двух.

Хлор — наиболее дешевый и распространенный из указанных выше окислителей, но значительно слабее. Недостатком хлора является его способность вступать в реакцию замещения, в результате чего могут образовываться нежелательные соединения.

Небольшие дозы хлора обычно усиливают запахи и привкусы, особенно при наличии в воде фенолов вследствие образования моно-, ди- и трихлорфенолов, обладающих сильным неприятным запахом. Поэтому в данном случае либо увеличивают окислительно-восстановительный потенциал системы «природная вода — хлор», применяя перехлорирование, либо снижают его хлорированием с аммонизацией.

Перехлорирование воды большими дозами хлора (8—14 мг/л), когда соотношение концентраций (по массе) хлора и фенола превысит 6 : 1, обусловливает окисление фенолов до малеиновой и угольной кислот, не имеющих неприятного запаха. Перед подачей такой воды потребителю необходимо дехлорировать ее химическими (оксид серы(IV), гипосульфит или сульфит натрия) или адсорбционным (активированный уголь) методами. Длительность контакта воды с большими дозами хлора при обработке должна быть не менее 2—3 ч. Хлорировать воду целесообразно в ковше или в насосной станции первого подъема, дехлорировать — после резервуара чистой воды.

При наличии в воде только одноатомных фенолов целесообразно обрабатывать ее оксидом хлора(IV), требуемая доза которого для дезодорации в этом случае примерно в четыре раза меньше, чем хлора, что объясняется образованием не хлорфенолов, а хинонов и хлорированных хинонов.

Для устранения хлорфенольного запаха и привкуса применяют хлорирование с аммонизацией. Поскольку скорость взаимодействия хлора с аммиаком более чем в сто раз превышает скорость его взаимодействия с фенолом, преимущественно образуются хлорамины, а не хлорфенолы.

Аммиак и аммонийные соли добавляют перед вводом в воду хлора из расчета 1 : 4 — 1 : 10 по отношению к дозе хлора.

Метод хлорирования с аммонизацией применяется при содержании фенола в воде до 3 мг/л. Он не требует больших затрат и особых мер безопасности, не сопровождается образованием соединений, вредных для организма человека. Однако, возможность использования этого метода ограничена, поскольку привкусы и запахи, вызываемые органическими веществами биологического происхождения, в данном случае не устраняются.

При хлорировании с аммонизацией водоочистные комплексы оборудуют аммонизаторными установками. Применяемый для аммонизации технический сульфат аммония содержит значительное количество загрязнений, поэтому его растворяют в аппаратуре, аналогичной используемой при растворении хлорной извести.

Газообразный аммиак из баллонов дозируют и растворяют в воде аммонизаторами, конструктивно сходными с хлораторами типа ЛК-10. Если аммонизацию проводят аммиачной водой, применяют установку, состоящую из двух работающих попеременно баков, оборудованных по типу сосуда Мариотта и соединенных с мерником. Аммиачную воду из газообразного аммиака приготовляют в баке-абсорбере.

Запахи и привкусы, вызываемые наличием в воде некоторых ядохимикатов, эффективно устраняются *пероксидом водорода*. Например, обработка растворов эптама исходной концентрацией 19 мг/л дозой пероксида водорода 68 мг/л снижает интенсивность запаха примерно в пять раз. Препятствием для широкого использования пероксида водорода в технологии очистки воды служило отсутствие дешевого способа его получения. Внедрение разработанного метода синтеза пероксида водорода окислением вторичных спиртов позволит значительно снизить его стоимость и расширить область применения для очистки воды от загрязнений.

Рассматривая действие окислителей в целом, следует отметить, что в большинстве случаев при их применении наблюдается улучшение органолептических свойств обрабатываемой воды: исчезают запахи и привкусы, снижается или полностью исчезает цветность и окраска, вода перестает пениться. В результате деструктивных процессов образуются менее сложные по химической структуре и, как правило, менее опасные, в том числе и в плане отдаленных последствий действия, вещества — продукты трансформации. Однако, необходимо подчеркнуть, что *некоторые химические вещества в обычных условиях практически не поддаются действию окислителей*, даже такого наиболее сильного из них, как озон. *К таким веществам*, являющимися достаточно распространенными загрязнителями воды поверхностных водоемов, *относятся пиридин, бензол* и *его производные, ряд ароматических нитросоединений, альдегиды, кислоты*. Ряд соединений окисляются не полностью, в результате чего могут образоваться продукты, придающие воде запах (*фосфорорганические и поверхностно-активные вещества, фенолы*) или окраску (*нитросоединения, фенолы*). При неполном

окислении химических веществ, присутствующих в воде, могут появляться и более токсичные соединения, как, например, при окислении некоторых фосфорорганических пестицидов. В связи с этим можно говорить о существовании *«критических» концентраций загрязнений*, т. е. таких концентраций, при которых возникает опасность появления в воде недопустимых количеств неблагоприятных продуктов взаимодействия. Кроме того, понятие «критических» концентраций может быть также связано с технико-экономической нецелесообразностью применения высоких доз окислителя. Ориентировочные дозы окислителей можно принимать по табл. 15.1.

Таблица 15.1

Окислители	Доза реагента, мг/л, при перманганатной окисляемости воды, мг·O_2/л		
	8—10	10—15	15—25
Озон	1—3	3—5	5—8
Хлор	4—8	8—12	12—14
Перманганат калия	2—4	4—6	6—10

Доза окислителя может дробиться, и он может вводиться в воду по частям перед сооружениями разного типа. Ввод окислителей перед коагулянтом или сорбентом либо одного перед другим должен производиться с определенной экспозицией. При невозможности ее соблюдения следует предусматривать контактные камеры.

Основным условием успешного применения окислителей является глубокое окисление химических веществ, т. е. до стадии образования карбоновых кислот.

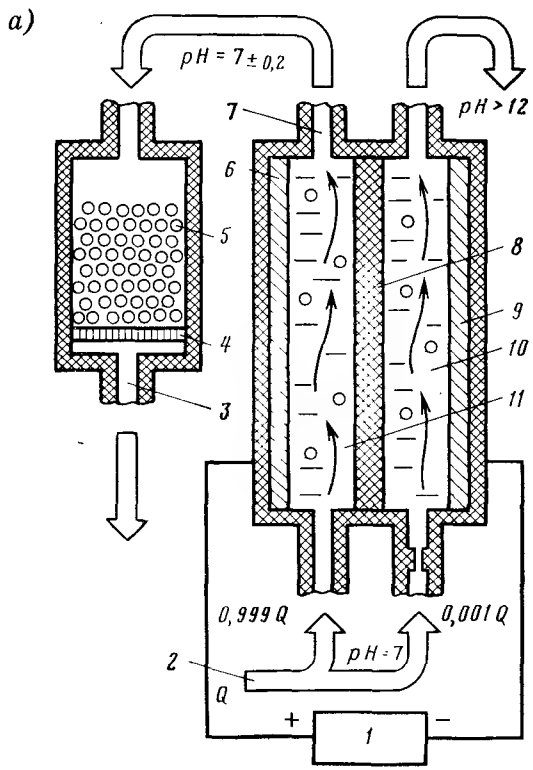
Однако, необходимость дозирования окислителей в точном соответствии с уровнем и видом загрязнения воды, а также сложность и длительность химических анализов зачастую не позволяет выдерживать на практике эти условия. Поэтому применение окисления как самостоятельного метода для устранения органических загрязнений из воды может быть допущено только в том случае, если уровень загрязнения колеблется незначительно, не выходит за границы «критической» концентрации и существует уверенность, что в результате окисления не будут образовываться неблагоприятные в органолептическом отношении или опасные для здоровья населения продукты трансформации химических веществ.

Использование в хозяйственно-питьевом водоснабжении озона и перманганата калия для дезодорации воды не исключает необходимости ее хлорирования для обеззараживания.

В последнее время все большую популярность завоевывает электрохимический метод дезодорации воды путем оксидации ее примесей продуктами разложения воды в прианодной зоне электролизера.

Метод обработки воды только в анодной или только в катодной камере *диафрагменного электрохимического реактора* называется *электрохимической активацией*, так как вода после такой обработки переходит в *метастабильное состояние* с *повышенной реакционной способностью*, обусловленное не только наличием высокоактивных соединений, но также *длительно существующими структурно-энергетическими возбуждениями*.

Этот метод предложен и теоретически обоснован В. М. Бахиром и реализован в *установках «Сапфир» и «Изумруд»* (рис. 15.2). Основной поток воды (99,9%) поступает в анодную камеру проточного диафрагменного электрохимического реактора. Небольшая часть основного потока воды протекает



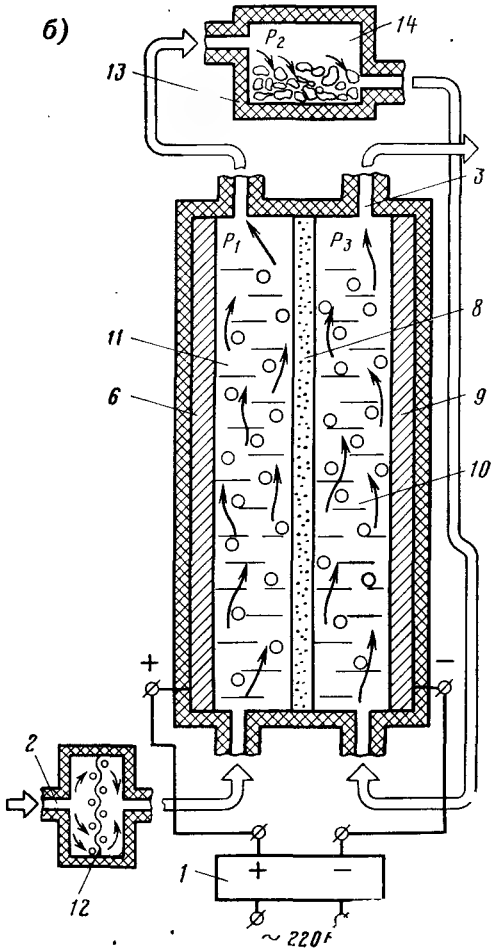


Рис. 15.2. Схема установки «Сапфир» *(а)* и «Изумруд» *(б)*.

1 — источник электроэнергии; *2, 3* — подача исходной и отвод обработанной воды; *4* — решетка; *5* — катализатор; *6, 9* — анод и катод; *7* — вода на слив; *8* — диафрагма; *10, 11* — катодная и анодная камера; *12* — сетчатый фильтр; *13* — каталитический реактор; *14* — контактная камера

через катодную камеру электрохимического реактора и сбрасывается в канализацию.

В результате различий скорости протока воды при работе реактора в катодной камере увеличивается pH за счет накопления ионов натрия и калия, поступающих через диафрагму из анодного потока воды. Основными носителями тока в катодной камере становятся ионы OH^-, которые проникают в анодную камеру и участвуют в реакциях образования биоцидных веществ на аноде. Повышенная концентрация ионов в катодной камере обеспечивает высокую электропроводность половины

объема межэлектродного пространства, включая диафрагму, и снижает тем самым расход электроэнергии.

У поверхности анода происходит окисление примесей воды с выделением кислорода, а также образование газообразного хлора и таких высокоактивных соединений, как Cl_2O, ClO_2, $HClO$, $Cl^{\cdot}$, $ClO^{\cdot-}$, $OH^{\cdot}$, $O^{\cdot}$, HO_2, H_2O_2, O_3. При этом pH воды сохраняется в пределах $7 \pm 0{,}2$, а E увеличивается до $+550 \ldots 700$ мВ. При этих условиях *биоцидность оксидатных продуктов анодных электрохимических реакций* достигает максимального значения, превышающего в 150 ... 300 раз биоцидность гипохлоритных растворов с атомарным кислородом, получаемых в бездиафрагменных электрохимических реакторах. Пик биоцидной активности при $pH = 7 \pm 0{,}2$ объясняется каталитическим участием ионов H^+ и OH^- в реакциях взаимодействия равных по концентрации ионов ClO^- и молекул хлорноватистой кислоты с органическими веществами, в частности, с веществами микробных тел (RH_2).

Распад промежуточного активного комплекса $ClO^- \ldots RH_2 \ldots HClO$ сопровождается образованием $ClO^{\cdot}$, $OH^{\cdot}$, $O^{\cdot}$, $H^{\cdot}$ на поверхности биополимера RH_2, что приводит к его окислению.

Органические примеси при взаимодействии с соединениями активного хлора при высоких значениях E и $pH \simeq 7$ подвергаются *полной окислительной деструкции* и не образуют устойчивых форм органических галогенсодержащих соединений.

Уничтожение 99,9% всех микроорганизмов, содержащихся в воде, достигается во время ее протока в анодной камере, т. е. в течение 1,0 ... 1,5 секунды. Полное уничтожение всех микроорганизмов, а также снижение концентрации биоцидных агентов до безопасной нормы при немедленном потреблении воды или до нормы, обеспечивающей ее длительное хранение, достигается при следующей стадии обработки воды — в емкости, заполненной гранулами углеродоксидномарганцевого катализатора.

На поверхности катализатора K происходит распад соединений активного хлора с образованием *свободных радикалов* $ClO^{\cdot}$.

Активные радикалы $ClO^{\cdot}$ участвуют в реакциях образования атомарного кислорода и $OH^{\cdot}$ радикалов.

Названные процессы завершают уничтожение микроорганизмов до полного их отсутствия, включая споровые формы и устойчивые вирусы, а также способствуют окончательному разрушению органических соединений, сохранившихся после анодного окисления.

Реализация описанного метода обеззараживания воды осуществляется в установках «Сапфир», оборудованных диафраг-

менными проточными электрохимическими реакторами РПЭ. Производительность установок «Сапфир» — 100, 500 и 1500 л/ч. Вес с источником питания соответственно 4, 12 и 35 кг. Удельный расход энергии — не более 0,2 кВт·ч/1000 л. Установки имеют модульное исполнение, что позволяет легко получить любую необходимую производительность. Минимальная минерализация воды, поступающей на вход установки, для эффективного обеззараживания должна быть в пределах 0,1 ... ... 0,2 г/л. Максимальная минерализация воды не ограничивается. Периодически (от 1 до 2 раз в месяц при ежедневном использовании) требуется промывка катодной камеры установки «Сапфир» 5%-ном раствором соляной кислоты или любым другим составом для удаления карбонатных отложений.

Существует еще один метод очистки воды, который реализован в установках «Изумруд». Принципиальная схема очистки воды этим методом показана на рис. 15.2, б. Вода при обработке в установке «Изумруд» последовательно протекает через анодную камеру электрохимического реактора РПЭ, слой углерод — оксидномарганцевого катализатора в емкости и катодную камеру этого же электрохимического реактора. В анодной камере синтезируются соединения активного хлора, озона, перекиси водорода: ClO_2, Cl_2O, $HClO$, O_2, O_3, Cl_2, H_2O_2, $OH^{\cdot}$, $ClO^{\cdot}$, $Cl^{\cdot}$, HO_2. Происходит прямое электролитическое и гомогенное каталитическое окисление органических примесей: фенолов, формальдегида, фосфорорганических, металлорганических, серосодержащих соединений и других веществ. В слое катализатора происходит разрушение соединений активного хлора с выделением атомарного кислорода и других окисляющих агентов: $ClO^{\cdot}$, $O^{\cdot}$, $Cl^{\cdot}$, $OH^{\cdot}$, глубокая деструкция органических примесей, полное уничтожение микроорганизмов всех видов и форм.

При последующей катодной обработке воды происходит *прямое электролитическое* и *гомогенное каталитическое восстановление* с участием высокоактивных соединений: OH^-, $H_3O_2^-$, H_2, HO_2^-, HO, H_2O_2, $H_2O_2^-$. При этом ионы тяжелых металлов превращаются в нейтральные атомы, которые становятся нетоксичными для организма человека и не вступают в биохимические реакции окисления. В катодной камере реактора установки происходит смещение окислительно-восстановительного потенциала воды до уровня, соответствующего внутренней среде организма человека. В результате повышается биологическая ценность воды, ее способность проникать сквозь биологические мембраны клеток и участвовать в процессах обмена.

Установки «Изумруд» выпускаются в двух модификациях, имеющих производительность 90 и 500 л/ч. Их масса с источником питания составляет соответственно 2,5 и 15 кг. Удельный расход энергии при таком способе очистки воды выше, чем в установке «Сапфир» и составляет около 1 кВт·ч/1000 л. Однако, установки «Изумруд» могут успешно использоваться для удовлетворения вкуса самого взыскательного потребителя, даже, если количество микробов и ионов тяжелых металлов в исходной воде более, чем в 1000 раз превышает допустимые нормы.

15.4. Обработка воды активным углем

Для дезодорации воды сорбцией используют *гранулированный* и *порошкообразный активный уголь, активированный антрацит, углеродные волокнистые материалы* и *неуглеродные адсорбенты (клиноптилолит, цеолиты)*.

Сорбционный метод дезодорации является значительно более надежным, по сравнению с окислительным, так как он основан не на трансформации органических веществ, а на их извлечении из воды. Из известных сорбентов наиболее эффективны — активные угли. Они хорошо сорбируют фенолы, полициклические ароматические углеводороды, в том числе канцерогенные, большинство нефтепродуктов, хлор- и фосфорорганические пестициды и многие другие органические загрязнения. Однако, и сорбцию на активных углях нельзя рассматривать в качестве универсального средства очистки воды от органических соединений. Так, имеются вещества, которые ими не задерживаются (например, органические амины) или задерживаются плохо (например, синтетические поверхностно-активные вещества).

Активный уголь изготовляют из углеродсодержащих материалов: угля, антрацита, древесины, торфа, полимеров, отходов пищевой, целлюлозно-бумажной и других отраслей промышленности.

Размолотое до размеров 10—100 мкм и отсортированное сырье карбонирируют обычно в барабанных печах без доступа воздуха при температуре 700—800 °С, в результате чего из угля выделяются летучие соединения, он уплотняется, приобретает прочность и макропористую структуру.

Активируют уголь газами (CO_2, SO_2, O_2) и солями (K_2CO_3, $ZnCl_2$, K_2S и др.) при температуре 750—1000 °С. Чаще других применяют *комбинированный парогазовый способ* с использованием топочных газов состава $CO_2+H_2O+O_2$. Неорганические активирующие добавки из угля вымывают.

Размеры частичек гранулированного активного угля составляют 0,7—7,0, порошкообразного — 0,07—0,12 мм. Площадь их поверхности колеблется в пределах 450—1800 м²/г. По спо-

собу производства активные угли делятся на дробленые (БАУ, ДАК, КАД) и собственно гранулированные (АГ-3, АГ-М, СКТ).

Активные угли применяют в виде порошка (углевание воды) или в виде гранул в качестве загрузки фильтров. Углевание воды имеет ряд недостатков, которые ограничивают его использование: трудности, связанные с замачиванием и дозированием угля, с необходимостью иметь емкости для контакта его с обрабатываемой главным образом тогда, когда оно должно проводиться эпизодически, кратковременно и в небольших дозах.

Для дозирования угольной пульпы предусматривают замачивание угля в течение 1 ч в баках с механическим или гидравлическим перемешиванием. Угольную пульпу концентрацией до 8% вводят в воду до коагулянта не менее, чем за 10 мин. Дозу угля перед фильтрами принимают до 5 мг/л (рис. 15.3).

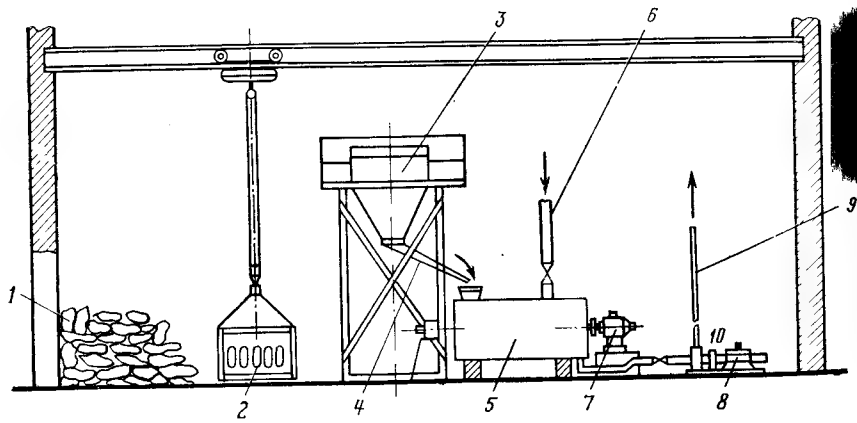


Рис. 15.3. **Установка** приготовления и дозирования пульпы активного угля (АУ).

1 — склад **АУ**; *2* — платформа с мешками **АУ**; *8* — насос-дозатор; *4* — вибротранспортер; *7* — электромотор лопастной мешалки; *3* — расходный бункер; *6* — водопровод; *10* — пульпопровод; *5* — бак угольной суспензии; *9* — подача угольной пульпы в воду

Более надежным является применение гранулированных активных углей, используемых в качестве фильтрующей загрузки. Фильтры, загруженные гранулированным активным углем независимо от колебания уровня загрязнения воды, служат постоянно действующим барьером по отношению к сорбируемым веществам, если емкость угля не исчерпана.

В табл. 15.2 приведены характеристики активных углей, получивших распространение в технологии улучшения качества воды.

Таблица 15.2

Марка угля	Объем пор, см³/г					Площадь поверхности пор, м²/г		Крупность основной фракции,	Насыпная плотность, ρ, г/дм³	Прочность (по МИС 60 ... 80%)
	суммарный	микропор	переходных пор	макропор		суммарная	переходных пор			
1	2	3	4	5		6	7	8	9	101
ОУ-А	2,38	0,26	0,27	1,78		805	138	—	—	—
ОУ-Б	—	0,39	0,21	—		—	138	—	—	—
КАД-молотый	0,42	0,11	—	—		—	64	—	—	—
КАД-иодный	1,00	0,34	0,15	0,51		977	110	2,0 ... 5,0	380 ... 450	60
АГ-2	0,60	0,30	0,05	0,25		—	33	1,5 ... 2,0	600	65 ... 70
АГ-3	0,8 ... 1,06	0,32 ... 0,42	0,12 ... 0,16	0,41 ... 0,52		—	—	1,5 ... 2,8	450	75
АГ-5	0,9 ... 1,06	0,3 ... 0,43	0,17	0,46		—	—	1,0 ... 1,5	450	75
СКТ	0,98	0,51	0,20	0,27		—	108	1,5 ... 2,0	420	65
СКТ-3	0,80	0,46	0,09	0,25		—	—	2,0 ... 3,5	420 ... 470	70
АР-3	0,70	0,33	0,07	0,30		—	48	2,7 ... 5,5	550	65 ... 75
БАУ-МФ	1,50	0,25 ... 0,39	0,08	0,19 ... 0,21		915	50 ... 60	1 ... 5	220 ... 350	—
	1,1 ... 2,16									
ДАК	1,20 ... 1,45	0,17	0,04	1,23		300	—	0,5 ... 1,5	230	—
АГМ	0,82 ... 1,6					800	—	2 ... 5	460	72
АГ-ОВ	0,97 ... 1,9					845	—	2 ... 5	455	73
АГС-4У	2,2					985		3 ... 10	461	71
ДАУ-В	1,42					763		2 ... 6	445	80

На рис. 15.4 показаны схемы напорных фильтров с активным углем, возможно применение и открытых фильтров. Угольные фильтры располагают после осветлительных. Возможно применение совмещенных осветлительно-сорбционных фильтров (рис. 15.4, в). Сорбционные фильтры периодически промывают

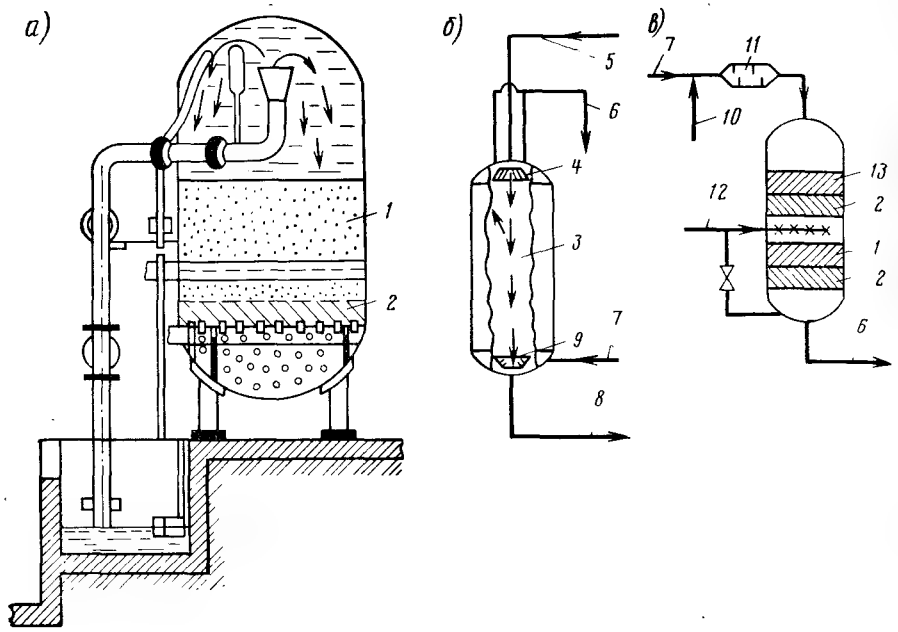


Рис. 15.4. Напорный фильтр со стационарным (*а*) и взвешенным (*б*) слоем активного угля и схема прямоточного осветлительно-сорбционного фильтра (*в*).

1 — слой активного угля; *2* — поддерживающий слой; *3* — противоток очищаемой воды и активного угля; *4* — система сбора очищенной воды; *5*, *8* — подача и отвод пульпы активного угля; *6*, *7* — отвод очищенной и подача исходной воды; *9* — система распределения очищаемой воды; *10* — ввод катионного флокулянта; *11* — смеситель; *12* — подача промывной воды; *13* — песок (дробленый керамзит), модифицированный сульфатом алюминия.

водой, параметры взрыхления принимают в соответствии с табл. 15.3. Недостатком применения угольных фильтров является необходимость *регенерации активного угля*, которая может производиться следующими методами: *химическим, термическим и биологическим*. *Химический метод* предусматривает

Таблица 15.3

Марка угля	Относительное расширение загрузки, %	Интенсивность промывки, л/(с·м)	Продолжительность промывки, мин
АГ-М	30	8 ... 9	10 ... 12
	45	9 ... 10	8 ... 10
	60	11 ... 12	7 ... 8
АГ-3	25	12 ... 14	7 ... 8
	35	14 ... 16	6 ... 7
	45	16 ... 18	5 ... 6

предварительную обработку угля острым паром, а затем щелочью. Метод сложный, трудоемкий и недостаточно эффективный, так как не восстанавливает сорбционную способность материала полностью. *Термический метод* заключается в выжигании адсорбированных органических соединений в специальных печах при температуре 800 ... 900 °С. На рис. 15.5 показана схема организации работы фильтров с непрерывным обжигом активного угля. Описываемый метод регенерации не только сложен, но сопряжен с потерями угля при обжиге (до 10—12%). *Биологический метод* регенерации основан на жизнедеятельности бактерий, минерализующих адсорбированные углем органические соединения, однако этот процесс протекает крайне медленно.

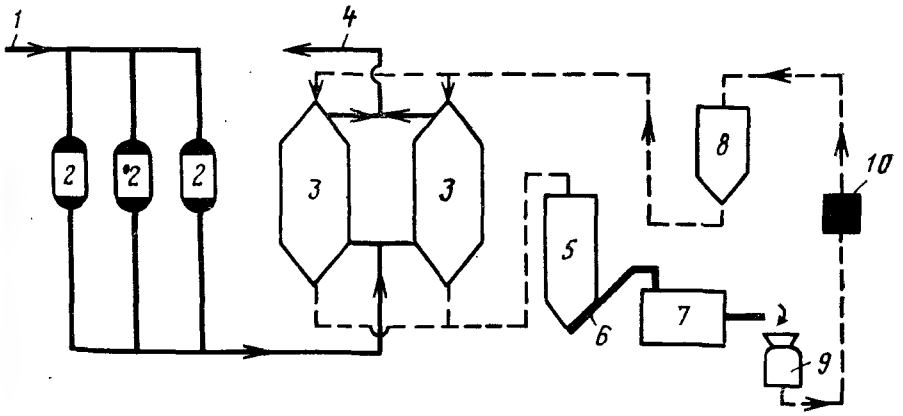


Рис. 15.5. Схема фильтров с псевдоожиженным слоем активного угля с непрерывной термической его регенерацией.

1, *4* — подача исходной и отвод очищенной воды; *2* — фильтры предварительной чистки; *3* — угольные фильтры; *5* — бункер для активного угля; *6* — шнек для удаления воды из угля; *7* — печь для прокаливания; *8* — промежуточный бункер; *9* — бак для охлаждения угля; *10* — камера обдувки

Адсорбционные свойства углей в основном обусловлены микропорами, составляющими примерно 90% всей удельной поверхности активированного угля. На ней и протекают процессы адсорбции, в основе которых лежит взаимодействие энергетически ненасыщенных атомов углерода с молекулами адсорбируемых веществ. *Лучше сорбируются вещества в молекулярной форме, хуже — в ионной.* Способность органических веществ к сорбции возрастает в ряду: гликоли<спирты<кетоны<сложные эфиры<альдегиды<недиссоциированные кислоты<ароматические соединения. *Способность к сорбции возрастает с ростом молекулярной массы органических веществ, мицеллярной массы коллоидов и температуры сорбатов.*

В присутствии механических примесей сорбционная емкость активного угля снижается. Поэтому поступающая на обработку активным углем вода должна содержать не более 10 мг/л взвешенных веществ.

Аналогично влияют продукты гидролиза сульфата алюминия. В концентрации 10—50 мг/л они уменьшают сорбционную емкость гранулированного активного угля на 20—35%. Ухудшается кинетика сорбции и снижается динамическая емкость также при насыщении активного угля солями и оксидами железа. Последние, осаждаясь на угле, закрывают поры и затрудняют процесс регенерации. По этой причине часто при добавлении угольной суспензии совместно с коагулянтом до отстойников ее требуется несколько больше, чем при добавлении перед фильтрами.

Высокой сорбционной емкостью и повышенной по сравнению с активным углем удельной поверхностью (до 2000 м^2/г) обладают разработанные новые сорбенты — *углеродные волокнистые материалы.* Их получают из полимерных гидратцеллюлозных и полиакрилнитриловых волокон термообработкой в потоке благородных газов при 600—1050 °С. Для увеличения сорбционной емкости в процессе обработки сырья к нему добавляют соли тяжелых и редкоземельных металлов.

Все шире применяются для обесцвечивания воды, удаления из нее неорганических примесей и особо токсичных хлорорганических соединений и гербицидов неуглеродные сорбенты — *клиноптилолит, глинистые породы, цеолиты* и др. Увеличить пористость, улучшить прочность и водостойкость этих материалов можно прокаливанием их с хлоридом и карбонатом натрия при 1000 °С.

15.5. Окислительно-сорбционный метод обработки воды

Межрегенерационный период работы гранулированного активного угля может быть резко увеличен, если воду перед фильтрованием через уголь обработать окислителем. Установлено, что при такой обработке воды происходит не простое суммирование двух процессов, а имеет место *эффект окислительно-сорбционного взаимодействия,* который заключается в том, что, с одной стороны, *уголь выступает в качестве катализатора окисления,* значительно повышая глубину и скорость этого процесса, а с другой — *многие продукты окисления лучше сорбируются на угле.* Кроме того, применение двух методов всегда надежнее и позволяет значительно расширить диапазон удаляемых из воды органических загрязнений. Практика показала, что совместное применение окислителей и активного угля имеет также и экономическое преимущество.

В зависимости от качества обрабатываемой воды, состава и типов очистных сооружений могут быть различные технические решения использования окислительно-сорбционного метода очистки воды. Так, фильтры, загруженные гранулированным активным углем и предназначенные только для очистки воды от органических загрязнений располагают в технологической схеме после осветлительных фильтров. Но гранулированный уголь может использоваться также в фильтрах, выполняющих наряду с указанной функцией и функцию осветления воды. Тогда фильтры, как обычно, располагают после сооружений первой ступени, при этом загрузка их может либо целиком состоять из активного угля, либо из угля и песка (двухслойная загрузка).

В схеме контактного осветления воды возможно также устройство отдельно стоящих угольных фильтров, располагаемых после контактных осветлителей, или устройство контактных осветлителей с песчано-угольной загрузкой. В первом случае, когда осуществляется фильтрование воды последовательно через два фильтровальных сооружения, затраты на строительство очистных сооружений значительно возрастают, однако, угольная загрузка используется по своему прямому назначению, т. е. только для удаления химических загрязнений, и находится в наиболее благоприятных условиях: на угольный фильтр поступает осветленная вода, поэтому промывка его производится редко и не приводит к излишней потере угля на измельчение и истирание; кольматация пор угля взвесью незначительна, что улучшает условия сорбции химических загрязнений и увеличивает срок службы угля как сорбента.

Место расположения угольной загрузки в технологической схеме зависит от ее назначения, а также санитарно-гигиенических и технико-экономических показателей очистки воды. Окислитель во всех случаях должен быть введен в обрабатываемую воду до ее поступления на угольную загрузку. При этом окислитель в воду может вводиться либо в начале технологической схемы, либо перед угольными фильтрами. Возможно также двойное введение окислителей разного типа. Место ввода окислителя зависит от общих задач, возлагаемых на окислитель, от скорости его расходования и других факторов. Но во всех случаях необходимо обеспечить наличие окислителя в воде, поступающей на угольную загрузку.

Окислители, применяемые в настоящее время в водопроводной практике, обладают неодинаковыми с технико-экономической и санитарно-гигиенической точек зрения эффективностью по отношению к химическим загрязнениям воды. Поэтому важным при использовании окислительно-сорбционного метода является выбор типа окислителя. *Хлор целесообразно использовать* в качестве окислителя только в том случае, когда в воде находятся сравнительно легко окисляемые загрязнения, такие, как фенолы, некоторые вещества природного происхождения, придающие воде привкусы и запахи и т. д. При этом необходимо учитывать, что в условиях совместного применения хлора и активного угля предварительная аммонизация воды, к которой часто прибегают на практике, не требуется (при необходимости аммонизация может проводиться при окончательном хлорировании). Когда в воде находятся преимущественно *трудноокисляемые загрязнения*, например, *растворимые фракции нефти и ее продукты, синтетические поверхностно-активные вещества, органические пестициды* и т. д., *целесообразно применять озон* как наиболее сильный окислитель. Иногда может оказаться также эффективным применение нескольких окислителей (хлора и перманганата калия, озона и хлора). *Выбор окислителя, его дозы и места ввода* в технологической схеме очистки воды устанавливается путем пробной ее обработки в лабораторных условиях, исходя из того, чтобы нагрузка на уголь как сорбент была минимальной. При этом необходимо учитывать, что *уголь играет роль не только сорбента, но и катализатора окисления*, т. е. *он ускоряет процесс окисления*.

Из выпускаемых химической промышленностью гранулированных активных углей приемлемыми в качестве загрузки фильтров на коммунальных водопроводах по механической прочности и санитарно-гигиеническим показателям являются угли марок АГ-ОВ, АГ-3, АГС-4У, АГ-5 и АГ-М (см. табл. 15.2). Эти угли разрешены Минздравом РФ для очистки питьевой

воды, и они менее дефицитны. Применение угольной загрузки не вносит каких-либо существенных изменений в основные конструктивные элементы фильтровальных сооружений, и они могут выполняться в соответствии с общими нормативными указаниями (СНиП 2.04.02—84). Особенность этих сооружений состоит в том, что они должны быть оборудованы устройствами для механизации процессов загрузки и выгрузки угля, поскольку эти операции производятся чаще, чем для обычного песка. Кроме того, на сооружениях с угольными фильтрами должны быть предусмотрены механизированные площадки и склады для хранения свежего и отработанного угля, его подсушки и т. д. Расчет и проектирование этих устройств и сооружений должны производиться с учетом количества угля, находящегося в работе, а также с учетом запасов, необходимых для его замены. При медленной отработке угля этот запас может потребоваться лишь для ежегодной догрузки угольных слоев, примерно в размере 10% рабочего слоя. При быстрой отработке угля может потребоваться запас на единовременную замену всего рабочего слоя.

При расчете угольной загрузки как сорбционной исходят из следующих соображений. Высота угольной загрузки должна быть больше некоторой величины h_y, обеспечивающей требуемый эффект очистки воды от химических загрязнений. Для расчета этой величины с некоторым приближением можно пользоваться простейшей зависимостью вида

$$h_y = vT,$$

где $v = 10 \ldots 15$ — скорость фильтрования, м/ч; $T = 10 \ldots 15$ — время пребывания воды в угольной загрузке, необходимое для очистки, мин.

Величину T определяют по опыту, проводимому на фильтровальной колонке, загруженной углем, предполагаемого к использованию, при фильтровании воды, подлежащей очистке на реальных сооружениях. Оно зависит от сорбционных свойств угля, концентрации и вида загрязнений, способов обработки воды до ее поступления на угольный фильтр, в том числе и от вида применяемого окислителя. При совмещении в одном фильтровальном сооружении функций осветления воды и очистки от механических загрязнений принимаемые параметры загрузки должны удовлетворять также требованиям процесса осветления. При расчете и подборе загрузки как осветляющей к ней применимы общеизвестные описанные в литературе приемы технологического моделирования. При проектировании фильтровальных сооружений с угольной загрузкой следует учитывать возможность использования безгравийных распредели-

тельных систем, что позволяет уменьшить строительную высоту или соответственно увеличить слой загрузки.

Весьма важным является вопрос о возможной продолжительности работы активного угля, которая зависит от правильного подбора дозы и типа окислителя, а также от других условий и не может быть заранее определена какими-либо расчетами. Практика показывает, что при совместном применении окислителя и активного угля эффективность последнего по отношению к химическим загрязнениям может сохраняться в течение длительного времени (в условиях Тюменского водопровода продолжительность работы угольной загрузки составила два года). В подобных условиях регенерация угля не всегда экономически оправдана, особенно с учетом того, что ежегодно должна производиться добавка свежего угля для возмещения его потерь на измельчение, истирание и унос при промывках, которая, как уже указывалось, ориентировочно составляет 10% в год к объему угля. Вместе с тем вследствие обрастания угля неорганическими загрязнениями (в основном гидроксидами алюминия, железа и др.) возможно резкое снижение сорбционной способности по отношению к органическим веществам. Поэтому необходимо обеспечить высокую степень предварительного осветления воды до поступления ее в слои угольной загрузки. Это особенно относится к фильтровальным сооружениям, в которых совмещены функции осветления и очистки от химических загрязнений.

16. ФТОРИРОВАНИЕ И ДЕФТОРИРОВАНИЕ ВОДЫ

16.1. Гигиенические нормативы содержания фтора в питьевой воде

Фтор как *весьма активный в биологическом отношении микроэлемент* с начала 30-х годов нынешнего столетия привлек особое внимание гигиенистов, стоматологов, токсикологов, химиков, геохимиков и других специалистов. Интерес к фтору начал проявляться с 1931 г., когда было доказано, что причиной эпидемий «пятнистой эмали» зубов является повышенное содержание фтора в питьевой воде. Это открытие стимулировало изучение эндемического флюроза во всем мире. В изучение проблемы эндемического кариеса и флюороза большой вклад внесли русские исследователи С. Н. Черкинский, Т. А. Николаева, В. А. Книжников, Р. Д. Габович и др. Выяснилось, что противокариесное действие оптимальных концентраций фтора распространяется как на молочные, так и на постоянные зубы, а также на все возрастные группы населения. Эти сведения позволили утверждать о целесообразности искусственного обогащения питьевой воды фтором. Фторирование воды началось осуществляться с 1945 г., применявшиеся другие методы профилактики кариеса зубов не имели успеха и заболеваемость населения кариесом непрерывно росла. С 1957 г. впервые в истории развития водоснабжения в нашей стране началось фторирование воды в г. Норильске, рассматриваемое как мера профилактики заболеваний кариесом зубов.,

Как указывалось выше, оптимальной концентрацией фтора в питьевой воде является 0,7...1,2 мг/л. Болеее низкие концентрации фтора принимают при фторировании в южных районах и в летний период, когда количество воды, поступающей в организм человека, увеличивается. Более высокие концентрации фтора принимают при фторировании воды в северных районах и в зимний период, т. е. при более низкой температуре окружающей среды. Необходимость фторирования определяется содержанием фтора в воде источников в количестве менее 0,5 мг/л. Согласно ГОСТ 2874—82 концентрация в воде фторид-ионов не должна превышать 1,5 мг/л.

Концентрация фторид-ионов в природных водах нашей планеты варьирует в широких пределах — от 0,01 до 50—100 мг/л (Кения), в природных водах России от 0,01 до 8 мг/л. Низкие концентрации фторид-ионов встречаются в большинстве поверхностных источников водоснабжения. И лишь в открытых водоемах Южного Урала, Западной Сибири концентрация фторид-ионов достигает 11 мг/л.

Подземные воды (артезианские, колодезные) богаче фторид-ионами, чем поверхностные, и среди них чаще встречаются источники с концентрацией фторид-ионов, превышающей предельно допустимую (1,5 мг/л). Однако, и среди этих источников 68—89% в России содержат менее 0,5 мг/л фторид-ионов.

Свыше 85% воды в города России подается из рек, причем содержание фторид-ионов в воде этих источников, превышающее 0,4 мг/л, встречается в редких случаях, да и это количество после обработки воды на очистных сооружениях снижается до предельно низкой величины. Поэтому вполне понятна та забота, которую проявляет наше государство по обеспечению населения качественной водой.

16.2. Технология фторирования воды

Для фторирования питьевой воды может быть использован ряд фторсодержащих соединений, таких как *кремнефтористый натрий* $NaSiF_6$, *кремнефтористая кислота* H_2SiF_6, *фтористый натрий* NaF, *кремнефтористый аммоний* $[(NH_4)_2SiF_6$, *фтористый кальций* CaF_6, *фтористоводородная кислота* HF, *кремнефтористый калий* K_2SiF_6, *кремнефтористый алюминий* $Al_2(SiF_6)_3$, *фтористый алюминий* AlF_3 и ряд других (табл. 16.1).

В США и Канаде применяют для фторирования питьевой воды на 60% действующих установок кремнефтористый натрий, на 25% — кремнефтористоводородную кислоту, на 13% — фтористый натрий и только на 2% установок применяют кремнефтористый аммоний, фтористый кальций, фтористоводородную кислоту и другие соединения. В отечественной практике наиболее широкое применение получил кремнефтористый натрий, менее широкое — фтористый натрий и фторид-бифторид аммония.

Кремнефтористый натрий (ГОСТ 87—87*) — молекулярная масса 188,05, плотность 2,7 г/см³ — представляет собой мелкий, сыпучий, негигроскопический кристаллический порошок белого цвета (допускается серый или желтый оттенок), без запаха, удобен в эксплуатации. При длительном хранении на складе в закрытых бочках не слеживается. Плотность насыщенного раствора 1,0054, pH насыщенного раствора 3,5...4,0. В воде растворяется плохо.

Таблица 16.1

Показатели	Кремнефтористый натрий			Кремнефтористый аммоний	Фтористый натрий			Кремнефтористоводородная кислота
	высший сорт	сорт 1	сорт 2		высший сорт	сорт 1	сорт 2	
Молекулярная масса		188,05		178,14		42		144,08
Содержание чистого продукта в техническом, %	98	95	93	93	94	84	80	98
Содержание фтора в чистом продукте, %		60,6		63,9		45,25		79,2
Содержание фтора в техническом продукте, %	59,4	57,5	56,4	59,4	42,5	38	36,2	66,3
Количество технического продукта, мг, необходимое для получения 1 мг/л	1,68	1,74	1,78	1,68	2,35	2,63	2,76	15,9
Стоимость 1 т технического продукта, руб., в ценах 1984 г.	177,6	95	82	105	236	210,5	200	4,3
Сравнительная стоимость реагентов, %	136	113,5	100	121,5	382	381	380	47

Согласно указанному ГОСТу, кремнефтористый натрий упаковывается заводами-поставщиками в фанерные барабаны (ГОСТ 9338—80*) объемом до 50 л или в деревянные бочки вместимостью 40...50 л, выложенные внутри крафт-бумагой.

Фтористый натрий (ГОСТ 2871-85*), молекулярная масса 42, плотность 2,8 г/см³ представляет собой порошок белого или светло-серого цвета без запаха. Растворимость фтористого натрия с изменением температуры воды меняется незначительно. При обычно принятых температурах на водоочистных комплексах растворимость его составляет около 4%, pH раствора фтористого натрия — 7,0. Реагент упаковывают в стальные сшивные барабаны, плотные сухотарные деревянные бочки или фанерные барабаны. Масса стального барабана 50...150 кг, деревянной бочки — 130...150 кг, фанерного барабана — не более 50 кг. Деревянные бочки и фанерные барабаны внутри выкладываются двумя слоями оберточной бумаги, на бочках и барабанах делают надпись: «Опасно. Яд».

Кремнефтористоводородная кислота — моллекулярная масса 144,08 выпускается в виде 8...14%-ного раствора, являясь промежуточным продуктом в производстве фторсодержащих солей. В безводной форме она неизвестна. Это бесцветная, прозрачная, коррозионная жидкость с едким запахом, оказывающая раздражающее действие на кожу. Однопроцентный ее раствор имеет pH 1,2. Опыт показал, что применение кремнефтористоводород-

ной кислоты для фторирования воды на установках малой производительности нецелесообразно, так как требуется разбавление кислоты водой, а при этом выпадает осадок, забивающий насосы, арматуру и трубы. Чтобы этого избежать, добавляют к кремнефтористоводородной кислоте небольшое количество фтористоводородной кислоты, что осложняет технологию использования этого метода.

Кремнефтористый аммоний, молекулярная масса 178,16, плотность 2,01 г/см³. Кристаллическое вещество белого цвета с розоватым или желтоватым оттенком без запаха. Недостатком этого реагента является его слеживаемость. Даже при кратковременном хранении он превращается в довольно плотные комья. Это свойство продукта вызывает необходимость дополнительных мероприятий при использовании его в качестве реагента: он нуждается в сушке и дроблении, что, конечно, создает дополнительные трудности в эксплуатации и увеличивает эксплуатационные расходы. Стоимость его ниже стоимости фтористого натрия. ГОСТ 9338—80* предусматривает упаковку кремнефтористого аммония в фанерные барабаны вместимостью до 50 л или деревянные бочки объемом 40...50 л, выложенные внутри крафт-бумагой, бумажные мешки массой до 50 кг. На каждом барабане или бочке должна быть надпись «Яд!». Барабаны, бочки и мешки с кремнефтористым аммонием должны храниться в сухом месте.

Фтористый кальций — самый дешевый реагент, но его растворимость в воде крайне низка (0,0016 г на 100 мл воды при 25° С). Однако, фтористый кальций хорошо растворим в кислых растворах, в том числе в растворах коагулянта, 10%-ный раствор коагулянта может содержать 1% фтор-иона.

Применяемые на практике установки по технологии приготовления растворов фторсодержащих соединений можно классифицировать следующим образом.

Во фтораторных установках сатураторного типа (рис. 16.1) в качестве реагента принят порошкообразный кремнефтористый натрий, который вводится в воду перед хлорированием. Предварительно реагент замачивают и размешивают в баке, а затем выливают через воронку в сатуратор (один раз в смену). В камере для реагента должно быть 8...10 кг кремнефтористого натрия. В основу работы фтораторной установки положен принцип объемного вытеснения.

Во фтораторных установках с растворными баками (рис. 16.2) в качестве реагента применяют кремнефтористый натрий. Загрузку в баки реагента осуществляют с помощью бункеров, оборудованных вибраторами и дозаторами барабанного типа. Для лучшего растворения реагента баки оборудованы мешалкой

с частотой вращения 50...60 мин⁻¹. Время перемешивания 2 ч. время отстаивания 2 ч. Концентрация раствора реагента в баках составляет 0,05% по фтору или 0,08% по чистой соли.

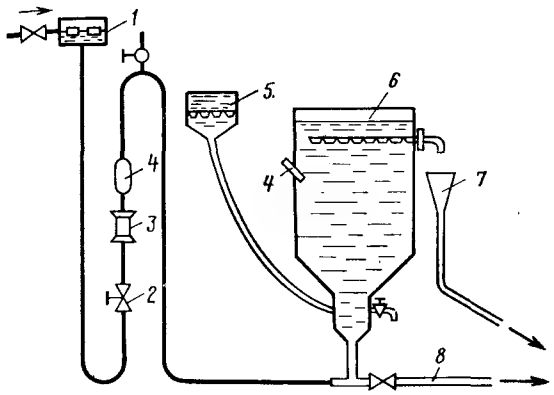


Рис. 16.1. Схема фтораторной установки с сатуратором.

1 — бак постоянного уровня; *2* — регулирующий вентиль; *4* — термометр; *5* — воронка приема реагента; *3* — ротаметр; *7* — прием и отвод раствора реагента; *6* — сатуратор одинарного насыщения; *8* — сброс в канализацию

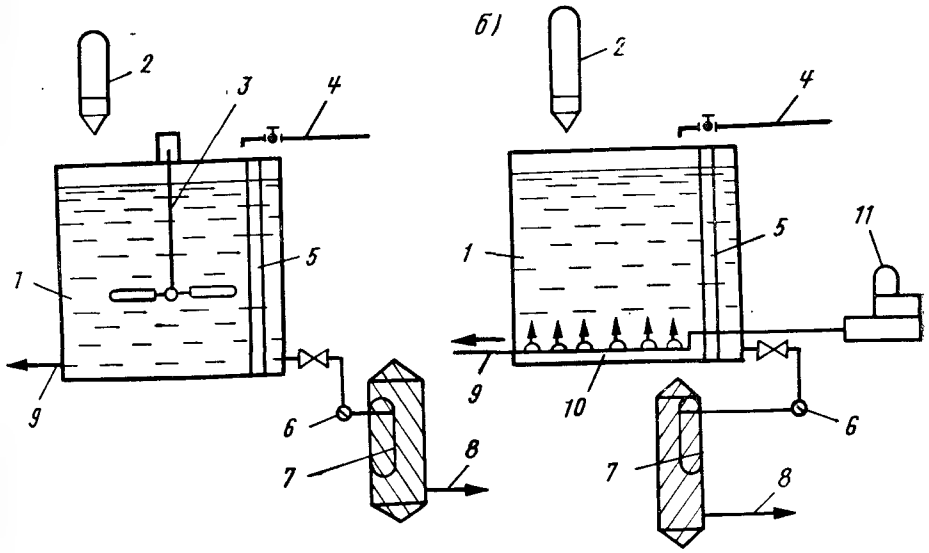


Рис. 16.2. Фтораторная установка с растворным баком с механическим побуждением (*а*) и с барбатированием (*б*).

1 — растворный бак; *2* — бункер с дозирующим устройством; *3* — механическая мешалка; *4* — подача воды; *5* — поплавковое устройство; *6* — насос; *7* — напорный фильтр для осветления раствора фторсодержащего реагента; *8* — фторпровод; *9* — сброс осадка; *10* — воздухораспределительная система; *11* — воздуходувка

Во фтораторных установках с затворно-растворными баками в качестве реагента принят фтористый натрий с расходом в сутки 20 кг. Установка состоит из системы баков: затворного — объемом 400 л, двух растворных — объемом 1500 л каждый, дозирующего бачка, снабженного поплавковым клапаном. Затворный и растворные баки оборудованы электромешалками. Растворяют фтористый натрий в воде, нагретой до 75...80° С, для чего в затворный бак вмонтирован электронагреватель. Крепкий раствор переливают в расходный бак, предварительно на 1/3 наполненный водой, бак дополняют водой до нужной отметки и раствор тщательно перемешивают. После определения содержания фтора в растворе последний через вентиль подают в дозирующий бак и затем в резервуар чистой воды.

Фтораторные установки с применением 8%-ной кремнефтористоводородной кислоты показаны на рис. 16.3.

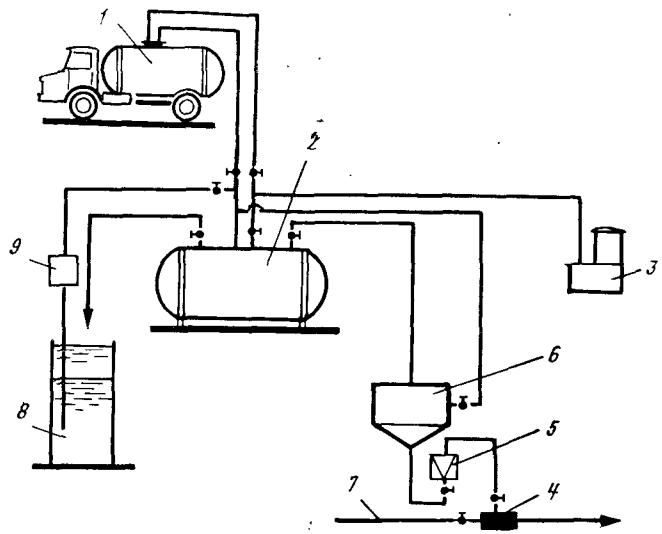


Рис. 16.3. Фтораторная установка с использованием кремнефтористоводородной кислоты.

1, 2 — авто- и стационарная цистерна; *3* — воздуходувка; *4* — эжектор; *5* — ротаметр; *6* — бак-мерник; *8* — емкость; *9* — ручной насос; *7* — водопровод

В зарубежной практике чаще всего фтористые соединения вводятся в воду: *в сухом виде* — непосредственно порошком, *сухими дозаторами*, через растворную камеру или в жидком виде — дозаторами для растворов. Первый способ чаще применяют на водоочистных комплексах большой производительности, жидкостное — на установках малой производительности. *Дозаторы сухих реагентов применяют двух видов: объемные и массовые. Объемные дозаторы* (рис. 16.4) *подают определенный объем вещества* за расчетный промежуток времени, *мас-*

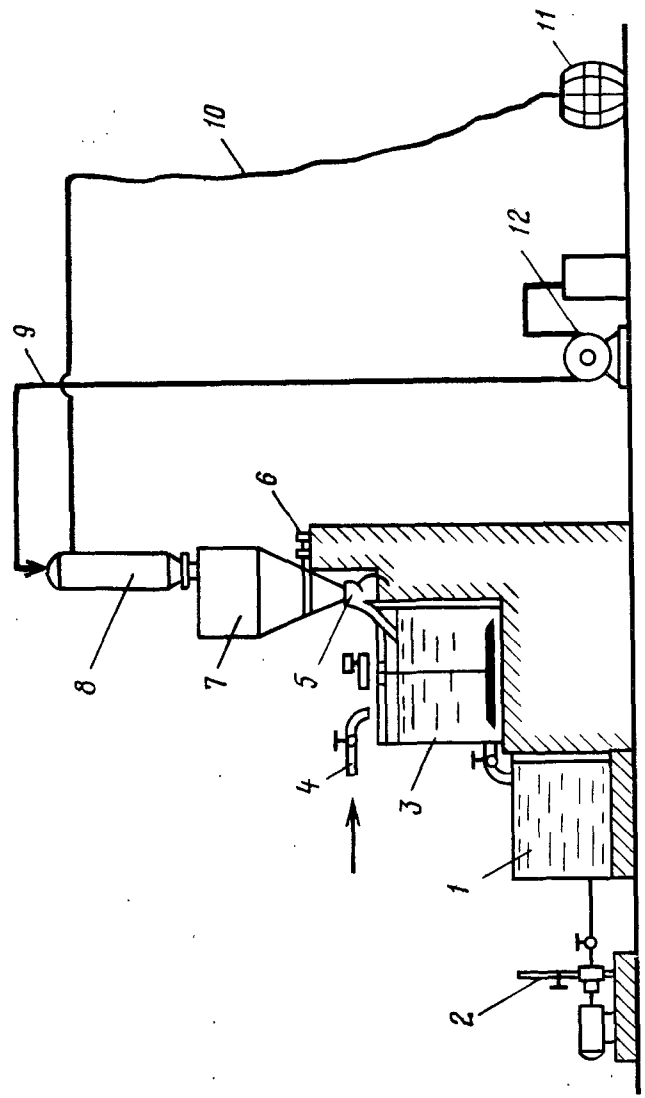


Рис. 16.4. Фтораторная установка сухого дозирования.

1 — расходный бак; *2* — насос-дозатор; *3* — растворный бак; *4* — водопровод; *5* — питатель ДУ-1; *6* — ворошитель; *7* — бункер для хранения реагента; *8* — вакуум-бункер; *9* — вакуум-линия; *10* — трубопровод всасывания сухого реагента; *11* — бочка с реагентом; *12* — вакуум-насос

совые — массовое количество вещества. Основное отличие их состоит в следующем: объемные дозаторы, которые конструктивно проще и дешевле, имеет точность дозирования 3...5%, массовые — 1%; массовые дозаторы легче оборудовать записывающим устройством для регистрации дозируемого реагента и устройством для автоматической подачи реагента в воду.

Важной и неотъемлемой частью сухих дозаторов является *растворная камера.* При непосредственном вводе сухих реагентов в воду они падают на дно нерастворенными. Максимальную концентрацию реагента в растворной камере принимают равной 1/4 концентрации насыщенного раствора при обычной температуре воды. Вместимость растворных камер принимают не менее 20 л. Для более полного смешения реагента с водой и его лучшего растворения предусматривают *электрические мешалки или форсунки.* Для точного регулирования количества воды, поступающей в растворную камеру, применяют различные водомеры. Из камеры раствор вводят в обрабатываемую воду.

Так как фторирование воды требует высокой точности дозирования реагента (±5%), для его подачи в жидком виде совершенно непригодны краны и насадки. В основном для дозирования реагентов в жидком виде применяют *насосы-дозаторы мембранного и поршневого типа.*

Дозу фторсодержащего реагента находят по формуле

$$Д_ф = 10^4 \frac{m_ф a_ф - Ф}{K_ф C_ф}; \qquad (16.1)$$

где $m_ф$ — коэффициент, зависящий от места ввода фтора в обрабатываемую воду, принимаемый при вводе фтора после очистных сооружений равным 1,0, при вводе фтора перед контактными осветлителями или фильтрами — 1,1; $a_ф$ — содержание фтора в обработанной воде, мг/л (оптимальная концентрация фтора в питьевой воде), равное для средней полосы России для зимнего периода — 1, для летнего периода — 0,8; Ф — содержание фтора в исходной воде, мг/л, $K_ф$ — содержание фтора в чистом реагенте, %, равное для кремнефтористого натрия — 60,6, для кремнефтористого аммония — 63,9, для фтористого натрия — 45.25, $C_ф$ — содержание чистого реагента в продажном техническом продукте, %, равное для кремнефтористого натрия высшего, I и II сортов соответственно 59,4; 57,5 и 56,4, для фтористого натрия — 42,5; 38; 36,2, а для кремнефтористого аммония, выпускаемого промышленностью одним сортом, — 59,4.

Как при мокром дозировании, так и при сухом реагенты для фторирования воды подают в виде раствора. Место введения раствора реагента выбирают в зависимости от способа очистки воды и технико-экономических соображений, при этом должны

быть соблюдены условия перемешивания реагента с питьевой водой и его наименьшие потери. При использовании артезианских вод, подаваемых потребителю без очистки, фтористые соединения поступают непосредственно в напорные водоводы. При небольшой нагрузке на фильтры фторсодержащие реагенты вводят перед фильтрами, при большой нагрузке — после фильтров, в трубопровод между фильтрами и резервуаром чистой воды или непосредственно в резервуар чистой воды. В некоторых случаях идут на потери фторидов, если это экономически выгодно. Примером является фтораторная установка на водоочистном комплексе в Вашингтоне, где реагент вводят в неочищенную воду. Потери фтор-иона составляют при этом 0,1 мг/л.

На большинстве водоочистных комплексов фторирование является последней стадией обработки, не считая хлорирования. Хлорирование воды не удаляет фторидов. Хлор и фтор можно добавлять одновременно. Хлор и его производные оказывают одно неблагоприятное действие — они обесцвечивают реагенты, добавляемые при определении фторидов в воде, что может дать ошибку в определении концентрации фтора.

16.3. Технология дефторирования воды

Для дефторирования воды используют ряд методов, которые можно объединить в две группы.

1. *Метод сорбции фтора осадком гидроксида алюминия* или *магния*, а *также фосфата кальция* целесообразно применять при обработке поверхностных вод, когда кроме обесфторивания требуются еще осветление и обесцвечивание. Вместе с тем этот метод может найти применение для обработки подземных вод при необходимости их одновременного умягчения (реагентным методом) и обесфторивания (рис. 16.5).

2. *Метод фильтрования воды через фторселективные материалы* основан на обменной адсорбции ионов, при которой фтор удаляется в процессе пропуска обрабатываемой воды через сорбент. Этот метод наиболее эффективен при обесфторивании подземных вод, как правило, не нуждающихся в других видах кондиционирования, или в тех случаях, когда одновременно с обесфториванием производят еще и опреснение (рис. 16.6).

Обесфторивание воды гидроксидом магния, который образуется в магнийсодержащей воде в присутствии извести, позволяет снизить содержание в воде и магния.

Остаточное содержание фтора в воде после ее известкования $Ф_{ост}$ можно определить по формуле Скотта

$$Ф_{ост} = Ф_{исх} - 0{,}07 Ф_{исх} (Mg)^{0,5}; \qquad (16.2)$$

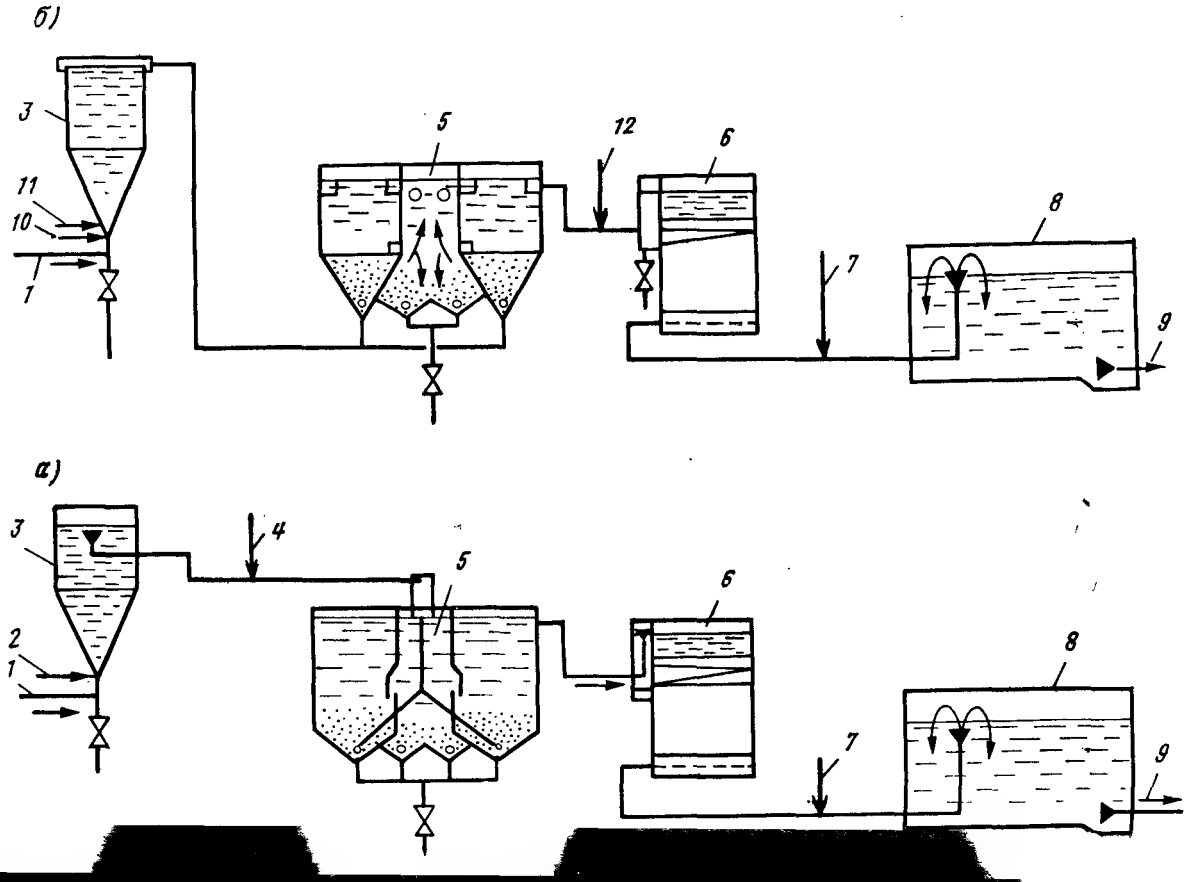


Рис. 16.5. Технологическая схема дефторирования воды свежеобразованным гидроксидом магния (*а*) и солями алюминия (*б*).

1 и *9* — подача исходной и отвод обесфторенной воды, *2* — ввод щелочного реагента, *3* — смеситель, *4* — ввод солей магния, *5* — осветлитель со взвешенным осадком; *6* — фильтр; *7* — ввод хлора; *8* — резервуар чистой воды, *10* — подача кислоты; *11* — подача алюмосодержащего коагулянта; *12* — подача щелочного реагента

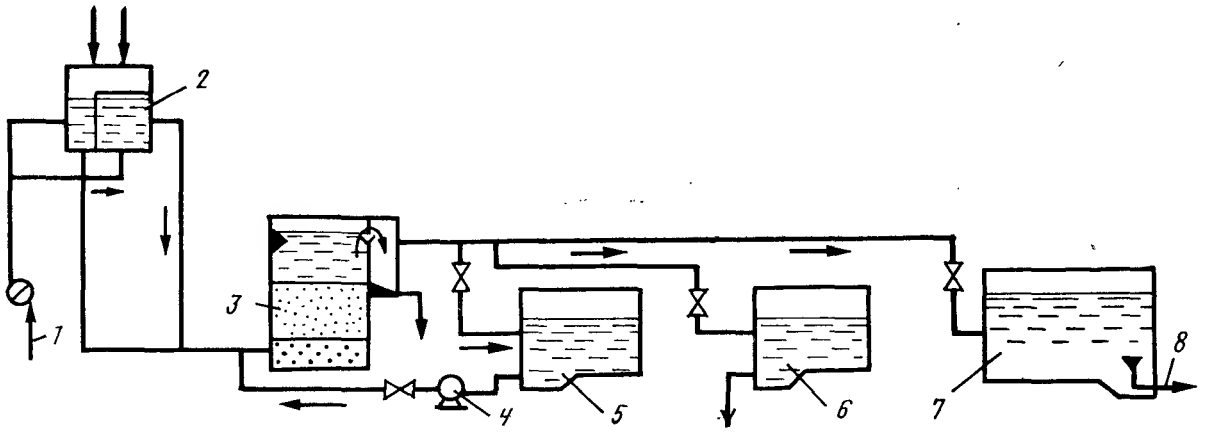


Рис. 16.6. Технологическая схема дефторнрования воды фильтрованием через модифнцированную загрузку.

1 — насос подачи исходной воды; *2* — промежуточная емкость; *3* — скорый фильтр или КО-3: *5* — промывной насос, бак; *6* — бак регенерационного раствора; *7* — резервуар обесфторенной воды; *8* — подача обесфторенной воды потребителю

где $Ф_{исх}$ — содержание фтора в исходной воде, мг/л; (Mg) — количество магния, удаленного из воды при ее известковании, мг/л.

Для снижения содержания фтора в воде на 1 мг требуется 50...60 мг магния или 100...150 мг $Mg(OH)_2$. При недостатке магния в исходной воде для повышения эффекта обесфторивания в нее вводят сульфат или хлорид магния. При избытке магния образующийся в результате взаимодействия гидроксида магния с фтором фторид магния переходит затем в малорастворимый оксифторид магния.

Исследования, выполненные в МГСУ, показали, что процесс сорбции фтора свежеобразованным гидроксидом магния при pH>9,5 протекает быстро и интенсивно, практически не зависит от температуры и заканчивается за 8...12 мин, сорбционная способность гидроксида магния может быть использована более полно путем пропуска обрабатываемой воды через его взвешенный слой. Отличительной особенностью осадка гидроксида магния является чрезвычайная легкость. Поэтому скорость восходящего движения воды в осветлителях должна быть 0,2...0,3 мм/с. При этом концентрация взвешенных веществ в слое взвешенного осадка составит 1,6 . . . 2 г/л. Высота слоя осадка принимается 2 . . . 2,5 м. Время пребывания воды в слое контактного осадка не менее 1 ч. В этом случае расход магния на удаление 1 мг фтора значительно меньше — около 30 мг. Для ориентировочных расчетов расход солей магния на обесфторивание воды осаждением гидроксида магния с использованием его сорбционной способности во взвешенном слое следует принимать равным 2 мг-экв на 1 мг удаляемого из воды фтора при его содержании в воде до 7 мг/л. В связи с тем, что процесс является сорбционным, с увеличением начальной концентрации фтора в воде удельный расход магния на обесфторивание будет уменьшаться. При недостатке в природных водах солей магния необходимое их количество для обесфторивания ($Д_{Mg}$) может быть подсчитано по формуле, предложенной В. А. Клячко

$$Д_{Mg} = Э\,[2\,(Ф_{исх} - 1) - Ж_{Mg}]; \qquad (16.3)$$

где Э — эквивалентная масса вводимой в воду соли магния, мг; для $MgSO_4$ — 60,2, для $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ — 123,25, для $MgCl_2$ — 47,7, для $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ — 101,65; $Ф_{исх}$ — содержание фтора в исходной воде, мг/л; $Ж_{Mg}$ — магнезиальная жесткость этой воды, мг-экв/л; 2 — расход солей магния, мг-экв/л, на удаление 1 мг фтора из 1 л обрабатываемой воды.

При этом необходимое количество извести $Д_{CaO}$ для осаждения гидроксида магния определяется химической реакцией:

$$\frac{MgSO_4}{MgCl_2} + Ca(OH)_2 \rightarrow Mg(OH)_2 + \frac{CaSO_4}{CaCl_2},$$

и может быть подсчитано по формулам

при $[Ca^{2+}] > Щ$

$$Д_{CaO} = 28\left[2\,(Mg) + \frac{(CO_2)}{22} + Щ + 1\right]; \qquad (16.4)$$

при $[Ca^{2+}] < Щ$

$$Д_{CaO} = 28\left[2\,(Mg) + \frac{(CO_2)}{22} + (Ca) + 1\right]; \qquad (16.5)$$

где $Д_{CaO}$ — доза извести, мг/л, считая на CaO; (CO_2) — содержание CO_2 в воде, мг/л; (Mg) — содержание Mg, мг/экв-л, в обрабатываемой воде после введения в нее количества магния, необходимого для сорбции фтора; (Ca) — содержание в исходной воде кальция, мг-экв/л; Щ — щелочность исходной воды мг-экв/л.

Технологическая схема установки для обесфторивания природных вод сорбцией на гидроксиде магния состоит из вертикального смесителя, осветлителей со слоем взвешенного осадка с коническими или пирамидальными днищами и скорых осветлительных фильтров (см. рис. 16.5).

Обесфторивание воды солями алюминия основано на сорбции фтора осадком гидроксида алюминия. Это связано с образованием на поверхности твердой фазы малорастворимых фторидов. При этом эффективность процесса находится в обратной зависимости от pH воды. По мере снижения pH воды при постоянной дозе сульфата алюминия эффективность обесфторивания возрастает, что объясняется неоднородностью состава осадков при гидролизе сульфата алюминия при различных pH. При низких значениях pH в осадке преимущественно образуется основной сульфат алюминия — $Al(OH)SO_4$, эффективность обесфторивания возрастает, уменьшается содержание в нем гидроксида алюминия, который сорбирует фтор в меньшей степени, чем основной сульфат алюминия. По данным В. В. Ломако, для обесфторивания воды при значениях pH, близких к нейтральным, требуются очень большие дозы серно-кислого алюминия. Поэтому удаление фтора из воды этим способом наиболее целесообразно вести при pH 4,3 ..5,0. При таких значениях расход сульфата алюминия на 1 мг удаленного фтора составит 25.. 30 мг/л. Следовательно, обесфторивание воды гидроксидом алюминия требует ее предварительного подкисления с последующим подщелачиванием для снижения коррозионного

действия воды. Технологическая схема состоит из вертикального смесителя, осветлителей со взвешенным осадком и скорых осветлительных фильтров. Раствор кислоты для подкисления вводится перед смесителем, сульфат алюминия — в смеситель, известь для подщелачивания воды — перед фильтрами. Большие расходы кислоты и извести, а также необходимость точного дозирования реагентов делают этот метод обесфторивания воды дорогим и сложным в эксплуатации.

Удаление фтора из воды с помощью трикальцийфосфата основано на сорбции свежеобразованным трикальцийфосфатом, который связывает имеющийся в воде фтор в малорастворимое соединение — $[Ca_9(PO_4)_6Ca]F_2$, выпадающее в осадок. Расход трикальций — фосфата на удаление 1 мг фтора составляет 23...30 мг. Этот процесс описывается следующей реакцией:

$$3Ca_3(PO_4)_2 + NaF + Ca(HCO_3)_2 \rightarrow [Ca_9(PO_4)_6Ca]F_2 + 2NaHCO_3.$$

Скорость восходящего потока воды в слое взвешенного осадка принимают 0,6...0,8 мм/с. Содержание фтора снижается с 5 до 1 мг/л при расходе реагента 30 мг на 1 мг удаленного фтора. В качестве технологической рекомендуется схема, представленная на рис. 16.5. Для получения трикальций фосфата в вертикальный смеситель вначале вводят известь, а затем раствор ортофосфорной кислоты После этого вся масса воды передается в осветлитель и поступает в слой взвешенного осадка. Здесь протекает основная часть процесса, образуется малорастворимый фторид, который в осадкоуплотнителе выпадает в осадок. Весь цикл обработки воды заканчивается на скорых осветлительных фильтрах, где она освобождается от мелких хлопьев, не выпавших в осадок в осветлителе. После этого вода подвергается обеззараживанию, аккумулируется в резервуарах и насосами II подъема подается в сеть потребителя.

Технико-экономическое сравнение трех рассмотренных сорбционных методов обесфторивания воды свидетельствуют о том, что наиболее целесообразно применять для указанной цели гидроксид магния.

НИИ КВОВ АКХ предложен контактно-сорбционный метод обесфторивания природных вод. Коагулянт вводят в воду непосредственно перед контактными осветлителями. В первоначальный период — 1,5...2,0 ч подается повышенная доза коагулянта 100...150 мг/л по Al_2O_3. При этом на зернах и в порах загрузки образуется гидроксид алюминия, который впоследствии сорбирует фтор. В этот период — *период «зарядки»*, фильтрат, содержащий большое количество ионов фтора и алюминия, отводят в специальную емкость для последующего использования в качестве промывных вод. После «зарядки» дозу коагулянта снижают до 20...25 мг/л, что обеспечивает эффективное извлечение фтора за счет сохранения сорбционной способности гидроксида алюминия. Процесс дефторирования воды можно осуществлять и без «зарядки» при постоянной дозе коагулянта, величина которой определяется качеством исходной воды. *Контактно-сорбционное обесфторивание* приемлемо при обработке вод, содержащих фтор — до 5 мг/л, сероводород — до 2 мг/л, щелочность — до 6 мг-экв/л. На 1 мг удаляемого фтора расходуется около 80 мг сульфата алюминия.

Несомненный интерес представляет *электрокоагуляционное обесфторивание* природных вод, что объясняется возможностью удаления фтора без применения химических реагентов, вместе с которыми в воду вводится значительное количество дополнительных солей, а также высокая активность *электролитически полученного гидроксида алюминия.* В качестве растворимых анодов применяют алюминий и дюралюминий, для экономии энергозатрат варьируют токовой нагрузкой и расстоянием между электродами, электролиз ведут при постоянном и переменном токе. При электролизе в воду с анода переходят катионы алюминия, которые и адсорбируют фтор. Растворение 1 г металлического алюминия эквивалентно введению 6,35 г сернокислого алюминия. Теоретический расход электроэнергии на получение 1 г алюминия должен составлять около 12 Вт·ч. Фактический расход электроэнергии значительно выше из-за тепловых потерь, дополнительного сопротивления оксидной пленки, образующейся на поверхности электродов, и ряда других причин.

Основным фактором, влияющим на сорбционную способность электролитически полученного гидроксида алюминия, является концентрация ионов водорода. В слабо кислой среде фтор сорбируется получаемым осадком значительно лучше, чем в нейтральной и щелочной. Оптимальное значение pH обрабатываемой воды находится в пределах 6,4...6,6. Повышение или понижение активной реакции среды приводит к снижению эффективности дефторирования воды. Причиной этого, как и в случае реагентной обработки воды, является конкуренция гидроксил-ионов при высоких значениях pH и растворение хлопьевидного осадка в кислой среде. Расход металлического алюминия при предварительном подкислении воды составил около 12 г на каждый 1 г удаляемого фтора, расход кислоты — 0,2 л/м³.

В состав обесфторивающей установки входит емкость для соляной кислоты, насос-дозатор, электрокоагулятор, фильтр, центробежный насос и контрольно-измерительная аппаратура.

Подземные воды, используемые для хозяйственно-питьевого водоснабжения, не нуждаются в осветлении, поэтому для их

обесфторивания наиболее целесообразно применять *фильтрационные (ионообменные) методы.* В качестве сорбентов для извлечения фтора из воды могут быть применены *сильноосновные катиониты и аниониты, магнезиальные сорбенты, фосфат кальция, специально обработанные активированные угли, активированный оксид алюминия, модифицированные загрузки, клиноптилолит.*

Обесфторивание воды сильноосновными катионитами и анионитами целесообразно при ее одновременном опреснении. Очевидно, что в современных условиях ионообменный метод обесфторирования воды с применением сильноосновных ионитов не может иметь самостоятельного значения по экономическим соображениям. Он может быть рекомендован только для случая обработки воды в целях одновременного обессоливания и удаления фтора. Первоначально обрабатываемая вода поступает на напорные фильтры, загруженные активированным углем, назначение которых извлекать органические вещества из обрабатываемой воды для сохранения обменной способности анионита. Затем вода передается на водород — катионитовые фильтры, загруженные сильноосновным катионитом КУ-2, которые служат для извлечения из воды катионов. Образующийся в процессе водород — катионирования диоксид углерода в результате распада бикарбонатов удаляется в дегазаторе. После удаления углекислоты вода собирается в промежуточном резервуаре, откуда насосами подается на группу анионитовых фильтров, загруженных сильноосновным анионитом. Здесь помимо удаления из воды анионов сильных кислот происходит задержание фтора. Технологическая схема заканчивается буферным натрий-катионитовым фильтром, который сглаживает возможные проскоки на предыдущих ступенях обработки и поддерживает постоянное значение величины pH в фильтрате. Регенерация фильтров с загрузкой из активного угля и анионита производится едким натром. Водород-катионитовые фильтры регенерируются раствором соляной кислоты.

Как видно, технологическая схема отличается громоздкостью, сложностью реагентного хозяйства, что объясняет ограниченность ее применения.

Дефторирование воды активированным оксидом алюминия обеспечивает наилучшие результаты по удалению фтора из подземных вод. Зернистый активированный оксид алюминия является наиболее дешевым сорбентом, простым в изготовлении и емким по поглощению фтора. При фильтровании обрабатываемой воды через активированный оксид алюминия происходит поглощение фтора сорбентом. В начале фильтроцикла содержание фтора в фильтрате близко к нулю. С течением времени поглотительная способность уменьшается и при достижении 1,5 мг/л рабочий цикл обесфторивания воды прекращается, так как сорбент нуждается в регенерации. Регенерация сорбента производится пропуском через него раствора едкого натра или сульфата алюминия. В процессе регенерации из сорбента вытесняется поглощенный им фтор. После регенерации сорбент отмывается водой для удаления продуктов регенерации и непрореагировавшего реагента.

Сорбционная способность активированного оксида алюминия может быть повышена применением для регенерации сорбента вместо раствора едкого натра раствора сульфата алюминия. При этом в процессе удаления фтора из воды активированный оксид алюминия действует как анионит (АН), заряженный при регенерации обменными ионами SO_4^{2-}. Этот процесс описывается следующей реакцией:

$$[AH]_2SO_4 + 2F^- \rightarrow 2[AH]F + SO_4^{2-}.$$

Уместно отметить, что при этом происходит поглощение не только ионов фтора, но и бикарбонатных ионов:

$$[AH]_2SO_4 + 2HCO_3 \rightarrow 2[AH]HCO_3 + SO_4^{2-}.$$

По данным Е. Ф. Золотовой, поглощение активированым оксидом алюминия ионов фтора происходит интенсивнее, чем бикарбонатных ионов.

В процессе обесфторивания воды в результате ионного обмена происходит увеличение концентрации в фильтрате сульфатных ионов. Количественно это увеличение эквивалентно уменьшению концентрации суммы ионов фтора и бикарбонатных ионов. Однако, известно, что содержание сульфатов в питьевой воде регламентируется. Согласно ГОСТ 2874—82, оно не должно превышать 500 мг/л. Поэтому увеличение содержания сульфатов при обесфторивании воды необходимо учитывать при проектировании и расчете комплексов по улучшению качества воды.

Исследования, выполненные в институте ВОДГЕО, показали, что для загрузки обесфторивающих фильтров может быть использован оксид алюминия, выпускаемый отечественной химической промышленностью. Однако, перед загрузкой его необходимо подвергнуть вторичной активации прокаливанием при 800° С в течение 3 ч. После остывания его смачивают 15%-ным раствором кальцинированной соды и снова прокаливают при 800° С в течение 30 мин. Перед введением фильтра в работу загрузку необходимо взрыхлить, отрегенерировать 2%-ным

раствором едкого натра и нейтрализовать избыток щелочи 0,5%-ным раствором соляной кислоты.

Основными технологическими сооружениями рассматриваемого метода обесфторивания воды (см. рис. 16.6) являются скорые напорные или открытые фильтры, загруженные оксидом алюминия. Помимо фильтров установка по удалению фтора из воды должна иметь реагентное хозяйство для приготовления регенерационных растворов, баки для хранения воды, необходимой для взрыхления и отмывки сорбента, также насосное и воздуходувное оборудование.

Рассматриваемая технологическая схема отличается известной простотой, возможностью компактного решения планировки станции, надежностью при эксплуатации. Кроме того, обесфторивание воды по данному методу позволяет получить наибольший технико-экономический эффект, так как себестоимость обработки воды здесь минимальная по сравнению со всеми ранее рассмотренными методами.

Обесфторивание воды на алюмомодифицированных материалах показывает, что после обработки солями алюминия песка, керамзита, дробленого клиноптилолита и других фильтрующих загрузок они способны эффективно извлекать из фильтруемой воды фтор — ионы. Максимальной сорбционной емкостью по фтору из рассматриваемых материалов обладает алюмомодифицированный клиноптилолит, который в естественной форме фтор из воды практически не извлекает. Механизм сорбции фтора алюмомодифицированным клиноптилолитом может быть представлен следующим образом. При контакте алюмосодержащего реагента с клиноптилолитом (Кл), который является природным катионообменником, в последнем замещаются обменные катионы Ca^{2+}, Mg^{2+}, Na^{+} на катионы алюминия из раствора — модификатора:

$$3Кл_2Ca + 2Al^{3+} \rightleftarrows 2Кл_3Al + 3Ca^{2+}.$$

При последующем фильтровании очищаемой воды через алюмомодифицированный материал начинается реобмен катионов алюминия из клиноптилолита. Алюминий взаимодействует с анионами воды (SO_4^{2-}, OH^-, F^-). Одновременно с гидролизом и образованием основных солей алюминия протекает процесс дефторирования воды. Извлечение фтора осуществляется за счет ионообмена и образования алюмофторидных комплексов, которые адсорбируются клиноптилолитом:

$$Al(OH)SO_4 + 2F^- \rightleftarrows Al(OH)F_2 + SO_4^{2-},$$

$$Al^{3+} + F^- \rightleftarrows AlF^{2+}.$$

Сорбционная емкость алюмомодифицированных клиноптилолитов составляет 0,5...1 мг фтора на 1 г сорбента.

Технологическая схема обесфторивания воды путем ее фильтрования через алюмомодифицированную загрузку клиноптилолита состоит из скорых фильтров, загруженных модифицированным клиноптилолитом. Регенерацию истощенной загрузки осуществляют в два приема. Первоначально производят взрыхление и отмывку сорбента от фторсодержащих осадков, задержанных на поверхности и в порах загрузки. Затем клиноптилолит модифицируют, пропуская через загрузки концентрированный 4...6%-ный раствор солей алюминия (например, серно-кислого алюминия). Раствор-модификатор циркулирует по замкнутому циклу бак—фильтр—бак. После модификации на фильтры подают исходную воду. Первые порции фильтрата с большим содержанием алюминия и низким значением pH отводят в специальный резервуар для повторного использования.

Гиперфильтрационное обесфторивание природных вод является новым способом в технологии обесфторивания природных вод, основанным на применении полупроницаемых мембран

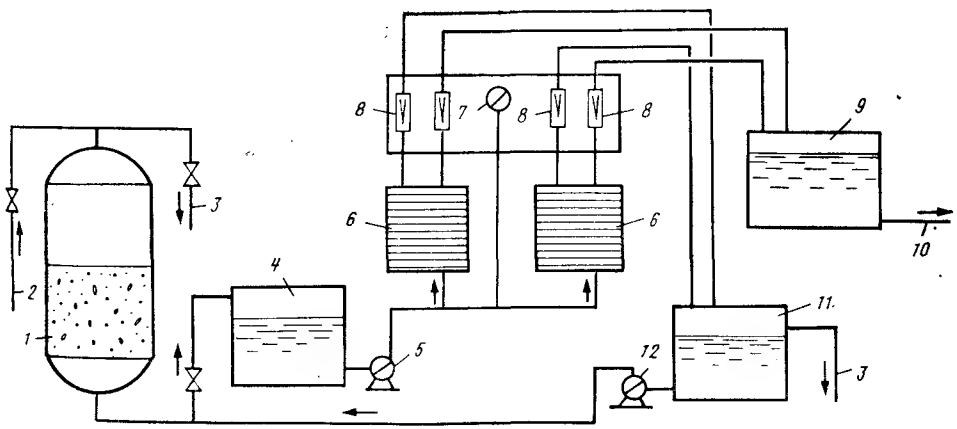


Рис. 16.7. Технологическая схема дефторирования воды обратным осмосом.

1 — фильтр предварительной очистки; *2*, *10* — подача исходной и отвод обесфторенной воды; *4* — бак осветленной воды; *5* — насос высокого давлении; *6* — гиперфильтрационные аппараты; *8* — ротаметры; *7* — манометр; *9* — бак обесфторенной воды; *11* — бак концентрата; *3* — сброс в канализацию; *12* — насос

(гиперфильтрация и электродиализ). Исследования, проведенные НИИ КВОВ АКХ, показали, что при фильтровании фторсодержащей воды через полупроницаемые мембраны при давлениях выше осмотических происходит извлечение фтор-ионов из воды. В качестве обесфторивающих гиперфильтрационных установок могут быть использованы аппараты фильтр-прессового, трубчатого и рулонного типов, а также аппараты с полыми волокнами.

Производственная установка (рис. 16.7) состоит из песчаного фильтра предварительной очистки, бака осветленной воды, насосов высокого давления, гиперфильтрационных аппаратов, ротаметров для измерения расхода фильтрата и сбросного раствора. Кроме того, установка оснащена электроконтактными манометрами, которые вместе с клапанами-регуляторами давления обеспечивают автоматизацию ее работы. Расход электроэнергии 3...4 кВт·ч на 1 м^3 обесфторенной воды.

17. ОБЕЗЖЕЛЕЗИВАНИЕ ПРИРОДНЫХ И ОБОРОТНЫХ ВОД. ДЕМАНГАНАЦИЯ ВОДЫ

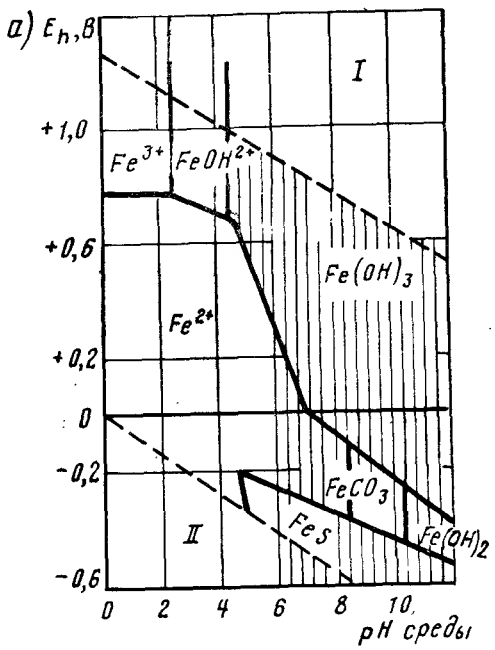
17.1. Обезжелезивание природных вод

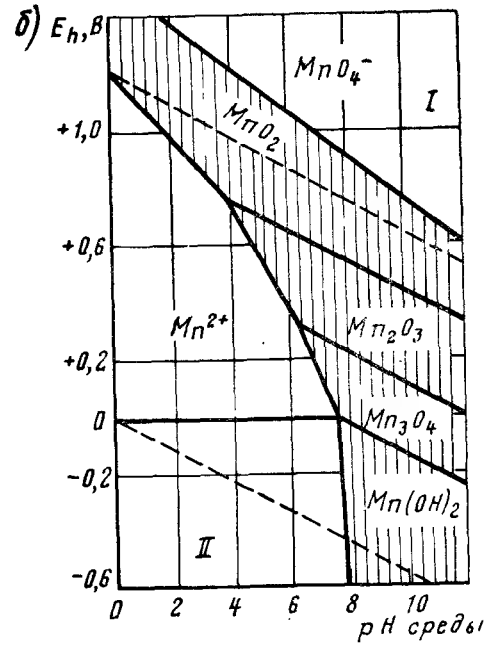
Подземные воды многих регионов земного шара часто характеризуются повышенным содержанием железа. Например, в Индокитае подземные воды с содержанием железа выше нормативов составляют около 60%. Железосодержащие воды широко распространены в Северной и Центральной Европе, в Сибири и на Дальнем Востоке, в Северной Америке, на Юге Африки.

Повышенное содержание железа в воде придает ей буроватую окраску, неприятный металлический привкус, вызывает зарастание водопроводных сетей и водоразборной арматуры, является причиной брака в текстильной, пищевой, бумажной, химической и других отраслях промышленности. *Повышенное содержание железа в питьевой воде вредно для здоровья человека.* При продолжительном введении в организм железа избыток его накапливается в печени в коллоидной форме оксида железа, получившей название гемосидерина, который вредно действует на клетки печени, вызывая их разрушение. Поэтому воду с повышенным содержанием железа необходимо обезжелезивать.

Многообразие форм и концентраций железа, встречающихся в природных и сточных водах, вызвало необходимость разработки целого ряда методов, технологических схем и сооружений обезжелезивания воды. Большой вклад в решение проблемы обезжелезивания природных и оборотных вод внесли российские ученые И. Э. Апельцин, В. А. Клячко, Г. И. Николадзе, Л. А. Кульский, А. М. Перлина, К. А. Мамонтов, Г. Ю. Асс.

В поверхностных водах железо обычно встречается в виде *органических и минеральных комплексных соединений*, либо коллоидных или тонкодисперсных взвесей. Преобладающей формой существования железа *в подземных водах* является *бикарбонат железа (II)*, который устойчив только при наличии значительных количеств углекислоты и отсутствии растворенного кислорода. Наряду с этим железо встречается в виде





сульфида, карбоната и сульфата железа(II), комплексных соединений с гуматами и фульвокислотами.

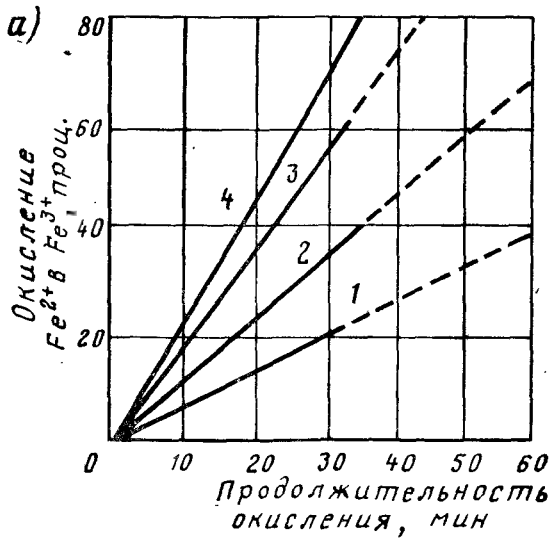
Гидроксид железа может присутствовать в воде в коллоидном состоянии, которое является одной из основных форм существования. Оно в значительной степени повышается благодаря защитному действию гумусовых веществ в результате того, что частицы неустойчивого в воде (*гидрофобного*) коллоида адсорбируют на своей поверхности частицы другого коллоида, который имеет более сильную связь с молекулами воды, т. е. обладает *гидрофильным характером.* Железо может быть переведено из этого комплекса в осадок двумя путями: естественным — при участии бактерий, разрушающих органическое вещество, и искусственным — с помощью сильных окислителей, уничтожающих защитные коллоиды. Вместе с тем выпадению гидроксида железа из коллоидного состояния в осадок способствует наличие противоположно заряженных золей кремниевой кислоты (коагуляции).

Рис. 17.1. Диаграммы Пурбе для железа (*а*) и марганца (*б*).

Не рис. 17.1, а представлена *диаграмма Пурбе*, отражающая состояние системы железо — вода в *координатах окислительно-восстановительный потенциал — значение pH.* Вертикальными прямыми показаны значения pH гидратообразования при реально устанавливающемся равновесии в системе. Как следует из диаграммы, при значениях pH<4,5 железо находится в воде в виде ионов Fe^{3+}, Fe^{2+} и $Fe(OH)^{2+}$. Повышение значения pH приводит к окислению железа(II) в железо(III), которое выпадает в осадок. В этих же условиях при E<0,2 В и наличии в воде сульфидов может выделяться черный осадок FeS. В восстановительной среде в присутствии карбонатов и при pH>8,4 возможно выделение карбоната, а при pH>10,3 — гидроксида железа(II).

При наличии катализаторов — растворенных в обрабатываемой воде ионов меди, марганца и фосфат-ионов, а также при контакте ее с оксидами марганца или с ранее выпавшим гидроксидом железа(III) скорость окисления железа(II) кислородом значительно возрастает (рис. 17.2, а). С повышением значения pH среды время, затрачиваемое на окисление соединений железа(II), значительно сокращается. Окисление железа(II) кислородом воздуха происходит по реакции

$$4Fe^{2+} + O_2 + 8HCO_3^- + 2H_2O = 4Fe(OH)_3\downarrow + 8CO_2\uparrow.$$



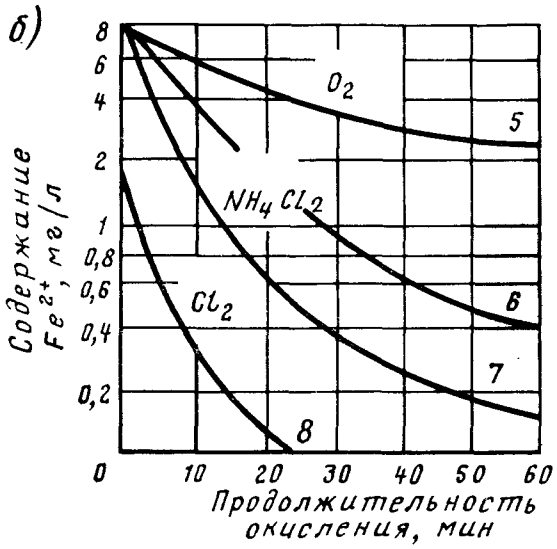


Рис. 17.2. Графики оксидации железа(II) кислородом в присутствии катализаторов (*а*) и кинетика его оксидации кислородом, хлорамином и хлором (*б*) при различных pH воды.

1 — без катализатора; *2*, *3* — в присутствии меди и диоксида марганца (дозы по 0,02 мг/л); *4* — в присутствии гексаметафосфата (доза 2 мг/л);

По стехиометрии на окисление 1 мг железа(II) расходуется 0,143 мг растворенного в воде кислорода; щелочность воды при этом снижается на 0,036 мг-экв/л. Скорость окисления соединений железа(II) значительно возрастает при хлорировании воды (нормальный окислительно-восстановительный потенциал хлора E=1,36 В). Соединения железа(II) в присутствии гидрокарбонатов природных вод полностью гидролизуют по реакции

$$2Fe^{2+} + Cl_2 + 6HCO_3^- = 2Fe(OH)_3\downarrow + 2Cl^- + 6CO_2\uparrow .$$

По стехиометрии на окисление 1 мг железа(II) расходуется 0,64 мг хлора; щелочность воды при этом снижается на 0,018 мг-экв/л. Как видно из рис. 17.2, б, при замене свободного

хлора дихлорамином (E=0,66 В при pH 5) время, необходимое для окисления соединений железа(II), значительно возрастает.

При обработке воды перманганатом калия реакция окисления и последующего гидролиза протекает по уравнению

$$4Fe^{2+} + MnO_4^- + 8HCO_3^- + 2H_2O =$$
$$= 4Fe(OH)_3\downarrow + MnO_2\downarrow + 8CO_2\uparrow .$$

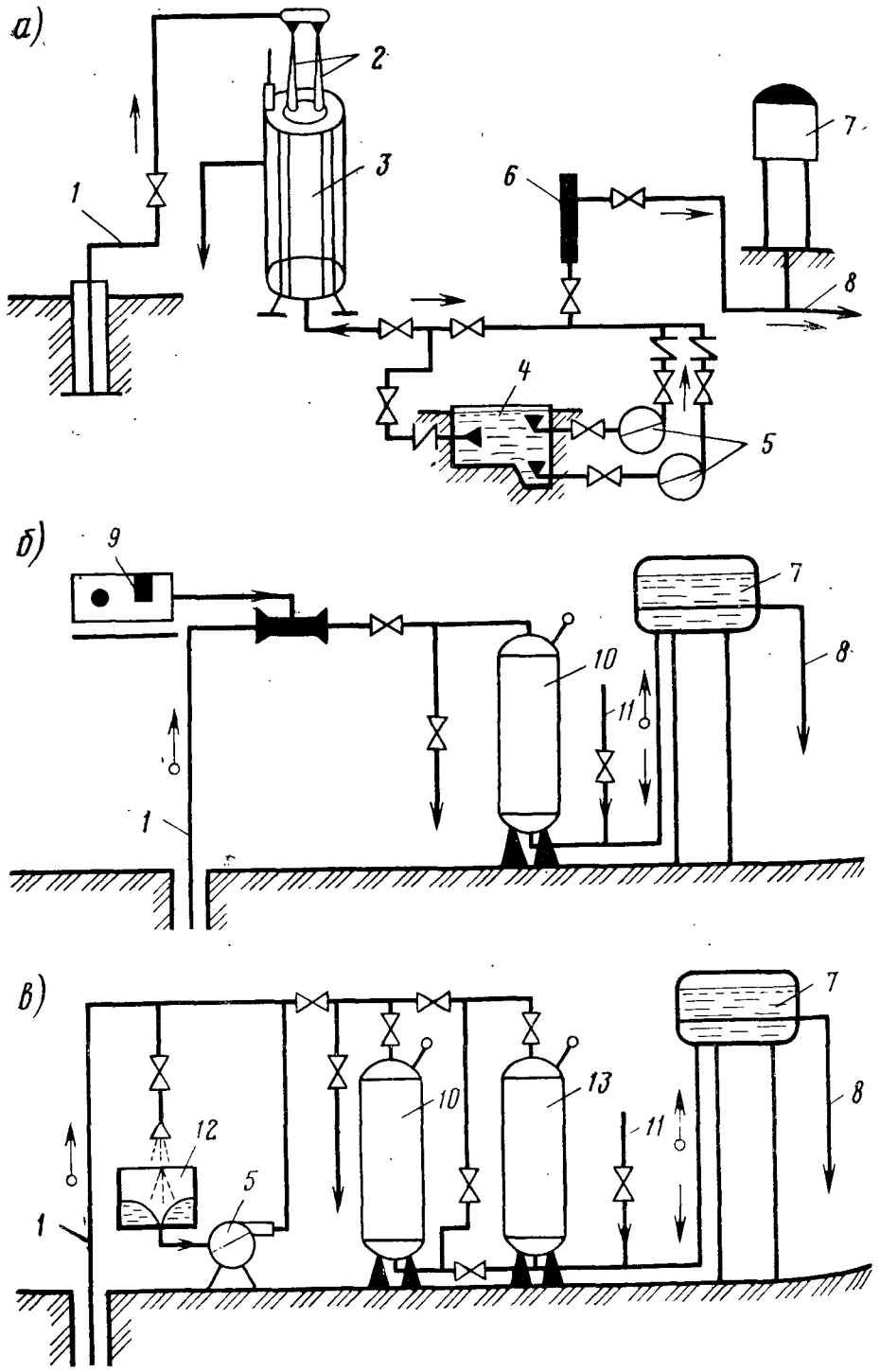
По стехиометрии на окисление 1 мг железа(II) расходуется 0,71 мг перманганата калия; щелочность воды при этом уменьшается на 0,036 мг-экв/л.

Для деферизации воды следует использовать несколько методов адекватно формам, количеству железа и буферным свойствам исходной воды. Все многообразие методов, применяемых в технологии обезжелезивания воды, можно свести к двум основным типам, *реагентные и безреагентные*. Из применяемых в настоящее время безреагентных методов обезжелезивания воды перспективными являются: *вакуумно-эжекционная аэрация и фильтрование* (рис. 17.3, а); *упрощенная аэрация и фильтрование; «сухая фильтрация»; фильтрование на каркасных фильтрах; фильтрование в подземных условиях с предварительной подачей в пласт окисленной воды или воздуха* (рис. 17.4); *аэрация и двухступенчатое фильтрование; ультрафильтрация.*

К реагентным относятся следующие методы: *упрощенная аэрация, окисление, фильтрование; напорная флотация с известкованием и последующим фильтрованием; известкование, отстаивание в тонкослойном отстойнике и фильтрование; фильтрование через модифицированную загрузку; электрокоагуляция; катионирование; озонирование и фильтрование.*

Многообразие методов обезжелезивания воды исключает их равноценность в отношении надежности, технологичности, экономической целесообразности, простоты, области применения и т. п. *Обезжелезивание поверхностных вод можно осуществить лишь реагентными методами*, а для *удаления железа из подземных вод наибольшее распространение получили безреагентные методы.*

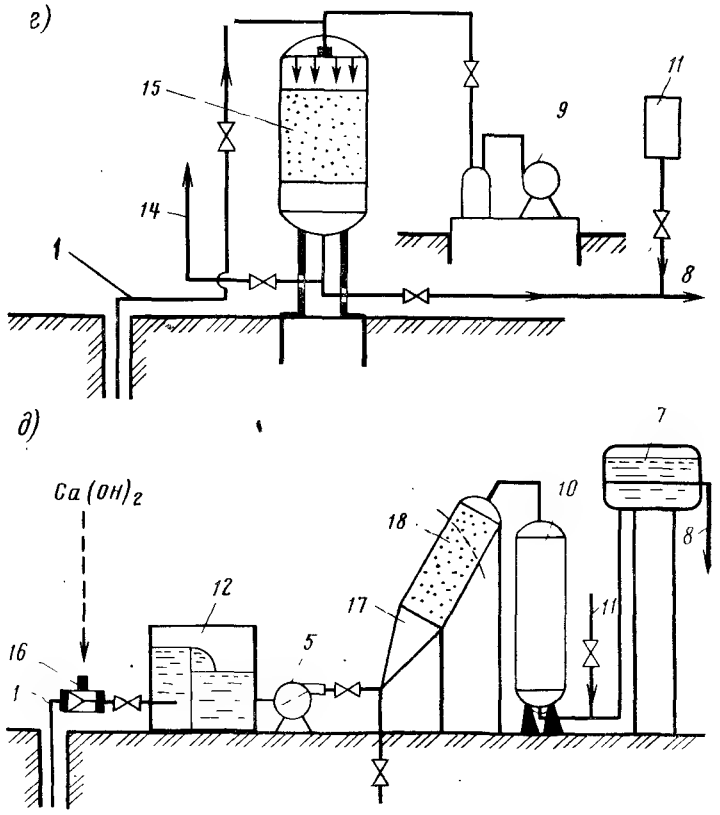
Безреагентные методы обезжелезивания могут быть применены, когда исходная вода характеризуется: pH — не менее 6,7; щелочностью — не менее 1 мг-экв/л; перманганатная окисляемость — не более 7 мг O_2/л. При этом при содержании железа(III) не более 10% от общего и *концентрации железа(II)* в бикарбонатной или карбонатной форме *до 3 мг/л* рекомендуется *метод фильтрования на каркасных фильтрах без вспомогательных фильтрующих средств*; *до 5 мг/л* предпочтительно при-



менять метод *«сухой фильтрации»*; *от 5 до 10 мг/л* следует использовать метод *упрощенной аэрации с одноступенным фильтрованием; от 10 до 20 — аэрация и двухступенчатое фильтрование; от 10 до 30 мг/л* — рекомендуется *вакуумно-эжекционная аэрация с фильтрованием через загрузку большой грязеемкости.*

При концентрации углекислого или карбонатного *железа(II) более 20 мг/л* или при содержании *сероводорода 1...5 мг/л, pH 6,4* рекомендуется *метод вакуумно-эжекционной аэрации* с *последующим отстаиванием* в *тонком слое воды* или *обработкой в слое взвешенного осадка и фильтрование.*

Реагентные методы обезжелезивания воды *следует применять при низких значениях pH, высокой окисляемости, нестабильности воды.* При этом *при содержании* сернокислого или карбонатного *железа*, либо комплексных железоорганических



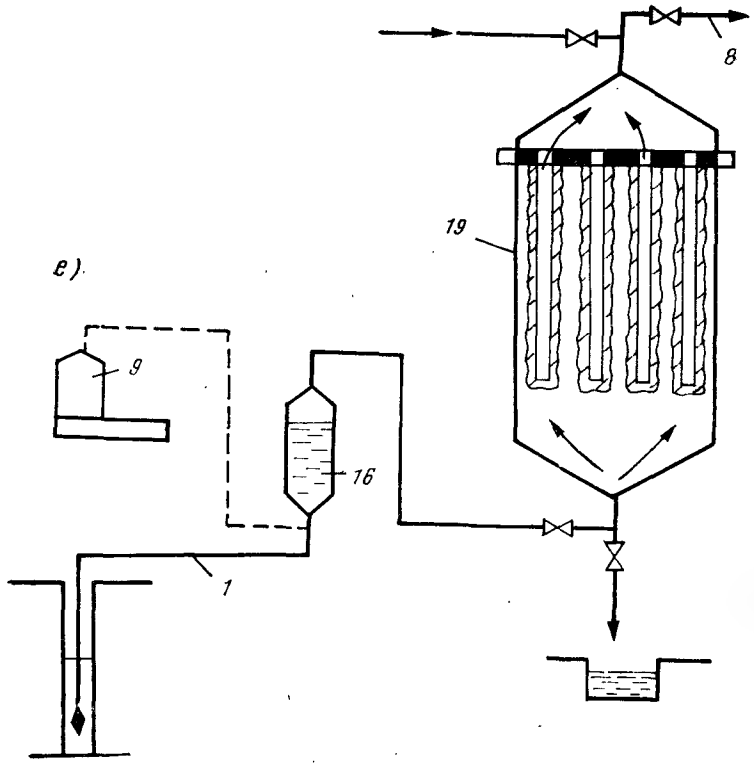
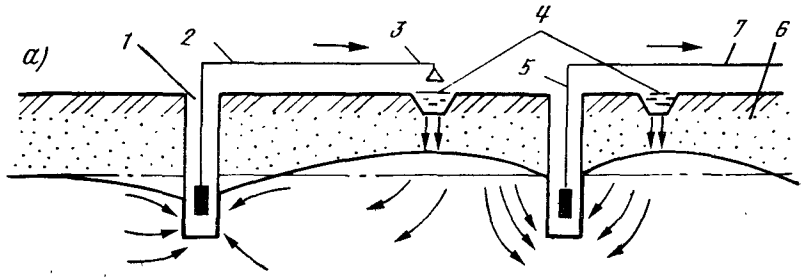
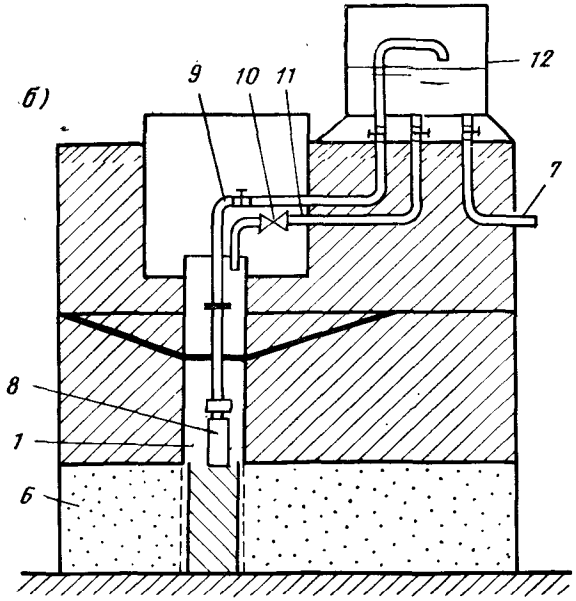


Рис. 17.3. Технологические схемы установок обезжелезивания воды.

а — вакуумно-эжекционной аэрации и фильтрования; *б* — упрощенной аэрации с одноступенчатым фильтрованием; *в* — упрощенной аэрации с двухступенчатым фильтрованием; *г* — сухой фильтрации; *д* — известкования; *е* — фильтрованием через намывной слой; *1* и *8* — подача исходной и отвод обезжелезенной воды; *2* — вакуумно-эжекционный аппарат; *3* — каркасно-засыпные фильтры; *4* — резервуар промывной воды; *5* — повысительный насос; *6* и *11* — установка для фторирования и обеззараживания воды; *7* — водонапорный бак; *9* — воздуходувка; *10* — скорый осветлительный фильтр; *12* — аэрационное устройство; *13* — осветлительный фильтр II ступени; *14* — сброс воздуха; *15* — скорый фильтр с «сухой загрузкой»; *16* — смеситель; *17* — вихревая камера хлопьеобразования; *18* — тонкослойный отстойник; *19* — намывной фильтр

соединений: *до 10 мг/л и перманганатной окисляемости до 15 мг O_2/л* рекомендуется применять *фильтрование через модифицированную загрузку*; *до 15 мг/л* и *перманганатной окисляемости до 15 мг O_2/л* предпочтителен метод, предусматривающий *упрощенную аэрацию, обработку сильным окислителем и фильтрование через зернистую загрузку большой грязеемкости*; *свыше 10 мг/л* и *перманганатной окисляемости более 15 мг O_2/л* следует применять *напорную флотацию с предварительным известкованием и последующим фильтрованием или* метод, предусматривающий *аэрацию, известкование, отстаивание в тонком слое и фильтрование; свыше 10 мг/л, перманганатной окисляемости более 15 мг O_2/л при производительности* установок *до 200 м³/сут*





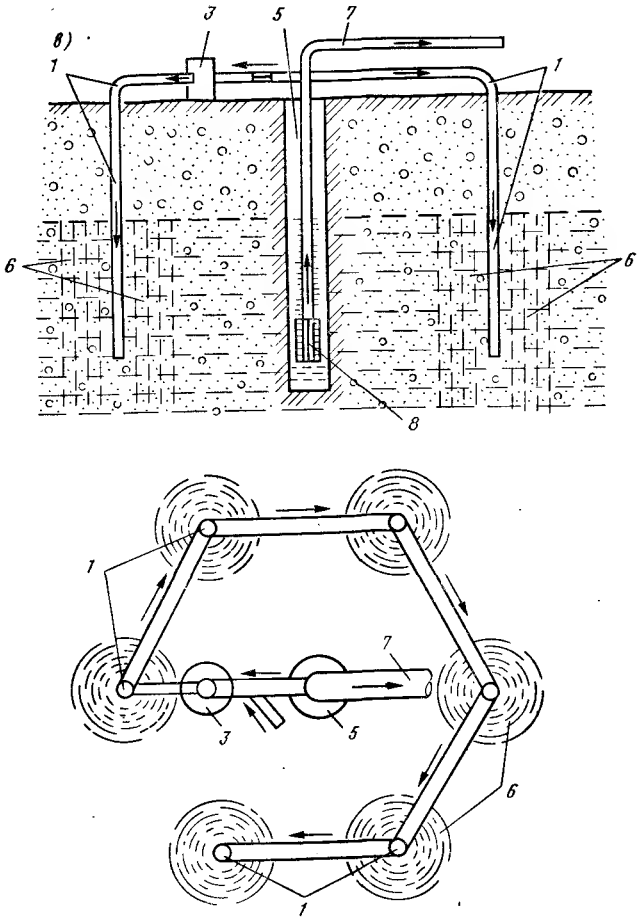


Рис. 17.4. Схемы очистки подземных вод в пласте.
а — система «Гидрооксиринг», *б* — односкважинная установка; *в* — многоскважинная. *1* — вспомогательная скважина, *2* — трубопровод, *3* — устройство для аэрации воды, *4* — кольцевой инфильтрационный бассейн, *5* — эксплуатационная скважина, *6* — зона аэрации, *7* — отвод воды потребителю, *8* — насос, *9* — трубопровод подачи воды в сборную емкость, *10* — эжектор, *11* — трубопровод подачи воды из сборной емкости в скважину, *12* — сборная емкость

можно рекомендовать *электрокоагуляцию с барботированием, отстаиванием в тонком слое и фильтрование.*

Обезжелезивание воды катионированием целесообразно лишь в тех случаях, когда одновременно с обезжелезиванием требуется умягчение воды, при этом ионным обменом могут быть лишь извлечены ионы железа (II).

Метод упрощенной аэрации (см. рис. 17.3, б) применим как в гравитационном, так и в напорном варианте в зависимости от производительности установки. Помимо вышеуказанных, показателями применимости этого метода являются условия, когда Е воды после аэрации будет не менее +100 мВ и индекс стабильности воды (J) не менее +0,05. Метод упрощенной аэрации основан на способности воды, содержащей двухвалентное железо и растворенный кислород, при фильтровании через зернистый слой выделять железо на поверхности зерен, образуя *каталитическую пленку* из ионов и оксидов двух- и трехвалентного железа. Эта пленка активно интенсифицирует процесс окисления и выделения железа из воды. Обезжелезивание воды в загрузке, покрытой пленкой, является *гетерогенным автокаталитическим процессом*, в результате чего обеспечивается непрерывное обновление пленки как катализатора непосредственно при работе фильтра.

При этом методе не требуется окисление двухвалентного железа в трехвалентное и перевод его в гидроксид в связи с чем отпадает необходимость в устройстве дорогостоящих аэрационных сооружений. Упрощенная аэрация осуществляется с помощью несложных приспособлений путем излива воды с небольшой высоты в карман или центральный канал фильтра, либо путем вдувания воздуха в обрабатываемую воду. Отсутствие специальных аэрационных устройств и контактных емкостей упрощает эксплуатацию и снижает стоимость очистки.

Для расчета фильтрующей загрузки при обезжелезивании подземных бикарбонатных и карбонатных вод по методу упрощенной аэрации рекомендуется эмпирическая формула Г. И. Николадзе

$$L = \frac{v d_э \ln A}{\alpha K (1 - n)\, t_1^{0,74} (3\,\text{pH} - 18,8)\, [O_2]}, \qquad (17.1)$$

где L — толщина слоя фильтрующей загрузки: м; v — скорость фильтрования, м/ч; $d_э$ — эквивалентный диаметр фильтрующей загрузки, мм; $A = C_и/C_ф$ (здесь $C_и$ и $C_ф$ — содержание железа (II) соответственно в исходной воде и в фильтрате, мг/л); K — константа реакции окисления железа (II), определяемая эмпирическим путем; α и n — соответственно коэффициент формы зерен и пористость фильтрующей загрузки; t_1 — температура ис-

ходной воды, °С; $[O_2]$ — содержание в воде растворенного кислорода, мг/л.

Сущность метода «сухой фильтрации» (см. рис. 17.3, г) заключается в фильтровании воздушно-водяной эмульсии через «сухую» (незатопленную) зернистую фильтрующую загрузку путем образования в ней вакуума или нагнетания больших количеств воздуха с последующим отсосом из поддонного пространства. В обоих случаях в поровых каналах фильтрующей загрузки образуется турбулентный режим движения смеси, характеризующийся завихрениями и противотоками, что способствует молекулярному контакту воды с поверхностью зерен контактной массы. При этом на зернах фильтрующей загрузки формируется *адсорбционно-каталитическая пленка* из соединений железа (и марганца, если он присутствует в воде), повышая эффективность процессов деманганации и обезжелезивания.

Особенностью процесса является образование *дегидратированной пленки* на зернах загрузки (песок, керамзит, антрацит, винипласт, полистирол, полиметилметакрилат и др.), состоящей, как показали рентгенографические определения, из *магнетита, сидерита, гетита и гематита.* Указанные соединения имеют плотную структуру, а объем их и 4...5 раз меньше, чем гидроксида железа. Поэтому темп прироста потерь напора в фильтрующей загрузке при напорном фильтровании по методу «сухой фильтрации» чрезвычайно мал, а продолжительность фильтроцикла — велика (от нескольких месяцев до года и более). Характерными особенностями процесса являются: *минимальный период «зарядки» фильтрующей загрузки* (т. е. образование на поверхности зерен активной адсорбционной пленки), составляющий от 0,3 до 2 ч, повышение pH и некоторое снижение жесткости фильтрата, высокая грязеемкость загрузки и отсутствие промывных вод (загрузка отмывается от соединений железа 0,5...1%-ным раствором дитианита или заменяется на новую, можно отмывать 5...10%-ным раствором ингибированной соляной кислоты). В фильтрате обычно наблюдается железо(II) и следы Fe(III). Продолжительность, сут. фильтроцикла, фильтра работающего по схеме «сухой фильтрации», по Г. И. Николадзе равна

$$T = \frac{12400 d_э K_1 L}{v\,[1 + 0{,}08\,(12{,}8 - t_1)]\,10^{0{,}14\,\text{pH}} \ln\left(\frac{C_и}{C_ф}\right)}; \qquad (17.2)$$

где K_1 — воздушно-водяное отношение. Остальные обозначения см. к формуле (17.1).

Метод упрощенной аэрации с двухступенчатым фильтрованием (рис. 17.3, в) предпочтительно применять в напорном варианте. Сущность процесса аналогичная описанной выше. В самом начале процесса обезжелезивания при поступлении на фильтр первых порций воды, когда загрузка еще чистая, адсорбция соединений железа на ее поверхности происходит в мономолекулярном слое, т. е. имеет место физическая адсорбция, обусловленная силами притяжения между молекулами адсорбата и адсорбента (поверхность твердого тела — адсорбента насыщается молекулами адсорбата). После образования мономолекулярного слоя процесс выделения соединений железа на зернах песка не прекращается, а наоборот, усиливается вследствие того, что образовавшийся монослой химически более активен, чем чистая поверхность песка. Электронно-микроскопические исследования пленки показали, что она состоит из шаровых молекул гидроксида железа и других соединений, как железа(III), так и железа(II). Количество связанной воды в пленке достигает 20%. Величина истинной поверхности пленки составляет не менее 200 м²/г.

Адсорбционные свойства пленки из соединений железа на зернах фильтрующей загрузки, высокая ее удельная поверхность и наличие большого количества связанной воды позволяют сделать вывод, что *пленка представляет собой очень сильный адсорбент губчатой структуры.* Одновременно, пленка является катализатором окисления поступающего в загрузку железа(II). В связи с этим эффект очистки воды зернистым слоем несравненно выше, чем это могло быть в гомогенной среде.

Для катализатора такого типа некоторые вещества, находящиеся в воде (аммиак, сероводород, свободная углекислота, коллоидная кремнекислота), являются «ядами». Молекулы этих веществ имеют по паре свободных электронов, которые могут участвовать в образовании *ковалентных связей* с поверхностью катализатора, что при значительных концентрациях этих соединений приводит к понижению его активности.

Процесс описывается следующим уравнением:

$$\begin{aligned} Fe_{ост} = {} & 1{,}66 + 0{,}85\,(5)^{-1}(Fe_и - 25) - 1{,}14\,(0{,}6)^{-1}(h_1 - 1{,}16) + \\ & + 1{,}01\,(4)^{-1}(v_1 - 11) - (0{,}4)^{-1}(h_2 - 1{,}1) + 1{,}21\,(2)^{-1}(v_2 - 6) + \\ & + 0{,}75\,(5)^{-1}(Fe_и - 25)\,(4)^{-1}(v_1 - 11) - 0{,}71\,(0{,}6)^{-1} \times \\ & \times (h - 1{,}6)\,(2)^{-1}(v_2 - 6); \end{aligned} \qquad (17.3)$$

где $Fe_{ост}$ и $Fe_и$ — соответственно содержание железа в фильтрате фильтра II ступени и в обрабатываемой воде, мг/л; h_1 и

h_2 — соответственно высоты слоев фильтрующей загрузки на фильтрах I и II ступеней; v_1 и v_2 — соответственно скорости фильтрования на фильтрах I и II ступеней.

Метод фильтрования на каркасных фильтрах следует применять для обезжелезивания воды на установках производительностью до 1000 м³/сут. Сущность обезжелезивания воды по рассматриваемому методу заключается в том, что железо(II) после окисления переходит в осаждающееся железо(III). Гидроксид железа, формирующийся в нижней части аппарата, намывается на патрон. При этом в начале процесса решающую роль играет различие в зарядах керамического патрона, хлопьев гидроксида железа и ионов железа(II). Нарастающий на патроне *слой гидроксида железа служит контактным материалом* для новых постоянно намываемых агрегатов, при этом происходят как физические, так и химические процессы. Патрон служит только опорным каскадом для фильтрующего слоя гидроксида железа.

При обезжелезивании природных вод на патронных фильтрах первой стадии процесса является фильтрование с постепенным закупориванием пор фильтрующей перегородки. Эта стадия заканчивается по достижении определенного соотношения объема твердых частиц, задержанных в порах, к объему самих пор, после чего наступает вторая стадия — фильтрование с образованием первоначального слоя осадка. На этом заканчивается процесс зарядки фильтра и начинается фильтрование с целью обезжелезивания воды.

Формулы (17.4) и (17.5) позволяют определять количество фильтрата Q, м³/ч, получаемого с 1 м² фильтрующей поверхности и скорость фильтрования v, м/ч:

$$Q = 100(37{,}3 - 4{,}8v - 3{,}5)[\mathrm{Fe_н}] + 0{,}27[\mathrm{Fe_и}]^2 - 1{,}67v[\mathrm{Fe_и}]; \quad (17.4)$$

$$v = 1 - 0{,}062[\mathrm{Fe_и}] - 0{,}003[\mathrm{Fe_и}]^2. \quad (17.5)$$

По Г. И. Николадзе продолжительность фильтроцикла можно определить из выражения

$$T = \frac{10^4 \Delta p^{0,09}}{3{,}95 v^2 m_т}; \quad (17.6)$$

где Δp — перепад давления при фильтровании; $m_т$ — масса твердой фазы, задерживаемой фильтрующим каркасом при получении единицы объема фильтрата; $[\mathrm{Fe_и}]$ — содержание железа в обрабатываемой воде.

Сущность метода аэрации с использованием вакуумно-эжекционных аппаратов (рис. 17.5) заключается в окислении кислородом воздуха железа(II) в окисное с образованием коллоида

гидроксида железа, его коагулировании при pH=6,8...7 и выделении в осадок в виде бурых хлопьев. При контакте воды, содержащей железо(II), с воздухом кислород растворяется в воде, окислительный потенциал системы повышается, и если при этом создать условия для удаления части растворенной углекислоты, то pH системы возрастет до значения, обеспечивающего при данном окислительном потенциале выпадение в осадок гидроксида железа(III).

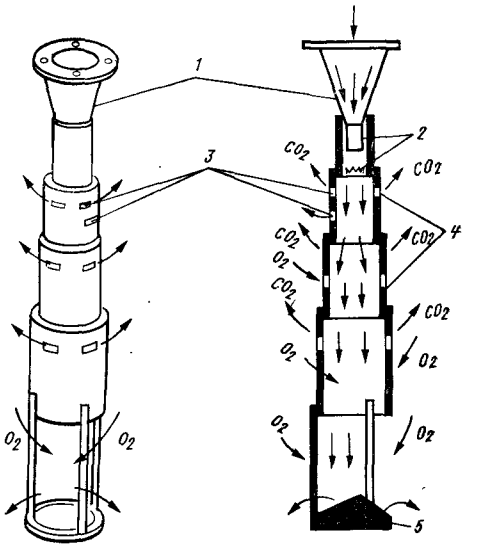


Рис. 17.5. Вакуумно-эжекционное устройство.
а — общий вид; *б* — разрез по оси аппарата; *1* — конический сходящийся насадок; *2* — вакуумная камера; *3* — окна для подсоса воздуха и удаления диоксида углерода; *4* — эжекционные камеры; *5* — отражательная пластина (вариант)

При использовании в этой схеме осветлителей со слоем взвешенного осадка процесс по Г. И. Николадзе описывается следующим уравнением:

$$\mathrm{Fe_0} = \mathrm{Fe_и} \exp\left[-b\left(\frac{H}{v}\right)^n\right]; \quad (17.7)$$

где $\mathrm{Fe_0}$ и $\mathrm{Fe_и}$ — соответственно содержание железа в воде после осветлителя и в обрабатываемой воде, мг/л; b — экспериментальный коэффициент, зависящий от свойств воды, ч⁻¹; H — высота взвешенного слоя, м; v — скорость восходящего движения воды во взвешенном слое, м/ч; n — экспонента, учитывающая влияние окисления железа(II) на эффект обезжелезивания воды.

Обезжелезивание воды фильтрованием через модифицированную загрузку основано на увеличении сил адгезии путем

воздействия на молекулярную структуру поверхности зерен фильтрующей загрузки. Для увеличения сил адгезии, как показали исследования, необходимо на поверхности зерен фильтрующей загрузки образовать пленку из соединений, имеющих более высокое значение константы Ван-дер-Ваальса. Кроме того, электростатические свойства этих соединений должны обеспечить изменение дзета-потенциала поверхности зерен в нужном направлении. При этом силы адгезии соприкасающихся тем больше, чем больше молекулярные массы.

Методика модификации загрузки предусматривает ее последовательную обработку 1,5%-ным раствором серно-кислого железа(II), а затем 0,5%-ным раствором перманганата калия. Суммарная продолжительность контакта 30 мин. Спустя 20 мин после начала работы фильтрат отвечает лимитам ГОСТ 2874—82. «Вода питьевая».

Обезжелезивание воды упрощенной аэрацией, хлорированием и фильтрованием заключается в удалении избытка углекислоты и обогащении воды кислородом при аэрации, что способствует повышению pH и первичному окислению железоорганических соединений. Окончательное разрушение комплексных соединений железа(II) и частичное его окисление достигаются путем введения в обрабатываемую воду окислителя (хлора, озона, перманганата калия и т. п.). Соединения закисного и окисного железа извлекаются из воды при фильтровании ее через зернистую загрузку.

Хлор вводится в водяную подушку через специальную распределительную трубчатую систему; при этом требуется обеспечить необходимое время контакта окислителя с обрабатываемой водой. В качестве фильтровального аппарата рекомендуются *контактные фильтры КФ-5* с повышенной грязеемкостью. В контактном фильтре КФ-5 фильтрующая загрузка состоит из трех слоев толщиной по 0,6 м: верхний слой — керамзит или полимеры с крупностью зерен 2,3...3,3 мм, средний слой — антрацит или доменный шлак с крупностью зерен 1,25...2,3 мм, нижний слой — кварцевый песок или горелые породы с зернами крупностью 0,8...1,25 мм. Скорость фильтрования 7 м/ч, промывка водяная.

Обезжелезивание методом напорной флотации основано на действии молекулярных сил, способствующих слипанию отдельных частиц гидроксида железа с пузырьками тонкодиспергированного в воде воздуха и всплывании образующихся при этом агрегатов на поверхность воды. *Метод флотационного выделения дисперсных и коллоидных примесей природных вод* весьма перспективен вследствие резкого сокращения продолжительности процесса (в 3...4 раза) по сравнению с осаждением или обработкой в слое взвешенного осадка.

Процесс напорно-флотационного разделения хлопьев гидроксида железа можно подразделить на следующие стадии: *окисление закисного железа в окисное*; *растворение воздуха в воде и образование пузырьков*; *образование комплексов «пузырек воздуха — хлопья гидроксида железа»*; *подъем этих комплексов на поверхность воды*. Каждая стадия оказывает существенное влияние на эффективность и экономичность процесса.

На эффективность процесса всплывания хлопьев при флотационном разделении оказывают влияние концентрация взвешенных веществ (исходная концентрация железа, доза извести), количество и размер пузырьков, продолжительность флотации, а также гидродинамические условия. Эффект флотации можно определить по формуле

$$Э = 1 - \frac{1}{u_п T П \alpha}[1 - \exp(-П\alpha H_0)]; \qquad (17.8)$$

где $И_п$ — скорость подъема пузырьков; T — продолжительность пребывания воды во флотаторе; $П$ — количество пузырьков воздуха в единице объема воды; H_0 — высота слоя воды во флотаторе; α — коэффициент вероятности закрепления пузырьков на хлопке гидроксида железа при подъеме его на 1 см.

При увеличении продолжительности флотации, давления в напорном баке, дозы извести, а также исходного содержания железа, эффект обезжелезивания повышается, а при увеличении количества дисперсионной воды — понижается. Другие факторы, как показывают уравнения регрессии, существенного влияния не оказывают.

$$Э = 61{,}26 + 0{,}12T - 0{,}25q + 0{,}056Д_и + 0{,}278Fe_и + 13{,}4p; \qquad (17.9)$$

$$Ok = 22{,}38 - 0{,}225q - 0{,}0136Д_и - 10{,}9p, \qquad (17.10)$$

где T — продолжительность пребывания воды во флотаторе, мин; q — количество воды, подвергаемое насыщению воздухом, л; $Д_и$ — доза извести, мг/л; p — давление насыщения, МПа; $Fe_и$ — исходная концентрация железа, мг/л; $Э$ — эффект обезжелезивания; Ок — окисляемость.

Снижение окисляемости зависит в основном от количества воды, подвергаемой насыщению воздухом, дозы извести и давления насыщения.

Удаление высококонцентрированных устойчивых форм железа из воды аэрацией, известкованием, отстаиванием в тонком слое и фильтрованием достигается после полного окисления железа(II) и деструкции комплексных железоорганических сое-

динений при pH ≥ 7,1. Процесс выделения соединений железа в тонкослойном отстойнике носит циклический характер и при этом эффект обезжелезивания воды зависит главным образом от скорости потока в тонкослойных модулях, исходной концентрации железа и дозы щелочного реагента. Для агломерации хлопьев гидроксида железа, седиментирующихся в отстойнике, объем камеры хлопьеобразования вихревого типа, совмещенной с отстойником, должен обеспечивать продолжительность пребывания обрабатываемой воды не менее 15 мин.

Достигаемый в тонкослойных модулях эффект деферизации воды Э, %, зависит от скорости движения потока — v, дозы щелочного реагента — $Д_и$, содержания железа в обрабатываемой воде — $Fe_и$ и описывается уравнением

$$Э = 32{,}23 + 0{,}33v - 0{,}224v^2 + 1{,}28Д_и - 0{,}007Д_и^2 + 0{,}37Fe_и. \quad (17.11)$$

Скорость движения воды в тонкослойных модулях $v_м$ по Г. И. Николадзе

$$v_м = \frac{100lA_0v_{кр}}{1000lA_0 + v_{кр}F\,[2\,(Fe_и - Fe_0) + K]}; \quad (17.12)$$

где l — длина ячейки отстойника, м; $v_{кр}$ — критическая скорость потока в отстойнике, м/ч; A_0 — параметр, характеризующий величину концентрации отложений, выпавших в отстойнике, г/л; F — функциональный параметр, зависящий в основном от продолжительности уплотнения осадка и цикла отстаивания, ч; K — содержание нерастворимой взвеси в составе щелочного реагента, мг/л; Fe_0 — содержание железа в отстоенной воде.

Содержание железа, мг/л, в отстоенной воде можно найти из выражения

$$Fe_0 = Fe_и\,(1 - 0{,}01\,Э). \quad (17.13)$$

Для удаления сульфата железа (II) применяют известкование, при этом известь реагирует вначале с сульфатом железа (II):

$$FeSO_4 + Ca(OH)_2 = CaSO_4 + Fe(OH)_2.$$

Образующийся гидроксид железа (II) окисляется в $Fe(OH)_3$, при этом, если количество кислорода, содержащегося в воде, недостаточно для окисления, одновременно с известкованием проводят хлорирование или аэрирование воды.

Доза извести (при $Fe^{2+}/28 > Щ_и$), мг/л

$$Д_и = 28\left(\frac{[CO_2]}{22} + \frac{[Fe^{2+}]}{28} + \frac{Д_к}{e_1}\right),$$

где $[CO_2]$ — содержание в воде свободного оксида углерода (IV), мг/л; $[Fe^{2+}]$ — содержание в воде железа (II), мг/л; e_1 — эквивалентная масса безводного вещества коагулянта, мг/мг-экв; $Щ_и$ — щелочность исходной воды, мг-экв/л.

Дозу хлора или хлорной извести определяет по формуле $Д_{хл} = 0{,}7[Fe^{2+}]$, мг/л, а дозу перманганата калия по формуле $Д_{п.м.} = [Fe^{2+}]$, мг/л.

В некоторых случаях для быстрого окисления железа (II), даже при низких значениях pH, применяют катализаторы. В качестве таких катализаторов обычно используют *дробленый пиролюзит*, *«черный песок»* (песок, покрытый пленкой оксидов марганца, которые образуются в результате разложения 1%-ного раствора перманганата калия, подщелаченного до pH=8,5...9 водным раствором аммиака) и *сульфоуголь*, покрытый пленкой оксидов марганца. Для получения последнего сульфоуголь обрабатывают 10%-ным раствором $MnCl_2$, а затем через слой образовавшегося Mn-катионита фильтруют 1%-ный раствор $KMnO_4$. Калий вытесняет марганец, который окисляется и осаждается на поверхности угля в виде пленки оксидов марганца. В этих случаях для окисления железа (II) вода должна фильтроваться со скоростью 10 м/ч через слой катализатора толщиной 1 м.

Процесс окисления железа (II) высшими оксидами марганца, которые при этом восстанавливаются до низших ступеней окисления, а затем вновь окисляются растворенным в воде кислородом, описывается уравнениями:

$$4Fe(HCO_3)_2 + 3MnO_2 + 2H_2O \rightarrow 4Fe(OH)_3\downarrow + MnO + Mn_2O_3 + 8CO_2\uparrow,$$

$$3MnO + 2KMnO_4 + H_2O \rightarrow 5MnO_2 + 2KOH,$$

$$3Mn_2O_3 + 2KMnO_4 + H_2O \rightarrow 8MnO_2 + 2KOH.$$

Обезжелезивание воды катионированием допускается применять при необходимости одновременного удаления солей железа и солей, обусловливающих жесткость, и когда в обрабатываемой воде отсутствует кислород.

Обезжелезивание поверхностных вод осуществляют при одновременном осветлении и обесцвечивании. Железо, находящееся в воде в виде коллоидов, тонкодисперсных взвесей и комплексных соединений, удаляется обработкой воды коагулянтами [сульфатом алюминия, хлоридом железа (III) либо смешанным коагулянтом]. *Для разрушения комплексных органических соединений железа* воду обрабатывают *хлором*, *озоном* или *перманганатом калия*. При использовании железных коагулянтов обеспечивается более полное удаление железа из

воды в результате интенсивной адсорбции ионов железа на хлопьях $Fe(OH)_3$. Оптимум адсорбции ионов железа как в случае применения алюминиевых, так и железных коагулянтов лежит в интервале значений pH воды 5,7...7,5. Доза коагулянта устанавливается экспериментально. *Технологическая схема обезжелезивания воды методом коагулирования включает реагентное хозяйство, смесители, осветлители и фильтры.*

В институте общей и неорганической химии АН Украины разработан *метод обезжелезивания воды с применением алюмината натрия* и *хлорида железа(III)*. Таким методом удаляется железо, находящееся в воде в виде неорганических и органических (гумусовых) соединений. Одновременно устраняется коллоидная кремниевая кислота, марганец, неорганическая взвесь и органические вещества. Оптимальное соотношение $FeCl_3$ и $NaAlO_2$ — 1:1. Остаточное содержание в воде железа не превышает установленных норм для питьевой воды. Кроме того, разработан *метод удаления железа из воды фильтрованием через взвешенный слой тонкодисперсного мела и гидроксида алюминия.* Соли железа переводятся мелом в карбонат железа(II), который гидролизуется в гидроксид железа(III). Гидроксид железа(III) задерживается взвешенным слоем. Весь комплекс происходящих реакций можно выразить уравнением

$$4CaCO_3 + 4FeSO_4 + O_2 + 6H_2O = 4Fe(OH)_3\downarrow + 4CaSO_4 + 4CO_2\uparrow .$$

Оптимальное соотношение основных компонентов $Al(OH)_3/CaCO_3=0{,}16$. Расчетная скорость восходящего потока через взвешенный слой мела достигает 0,48 мм/с. Концентрация мела во взвешенном слое составляет 0,02...0,03 г/см³. Этим методом удаляется до 95% общего железа, находящегося в воде.

Гидроксиды железа из воды наиболее эффективно извлекаются в осветлителях со слоем взвешенной контактной среды. Благодаря *гетерогенно-каталитическому процессу* железо(II) в слое взвешенной контактной среды окисляется быстрее. На эффект обезжелезивания влияют pH; температура, исходная концентрация железа, высота слоя осадка и скорость восходящего потока воды. При коагуляции без известкования эту скорость принимают равной 0,8 мм/с, с известкованием — 1,0 мм/с. Высоту слоя взвешенной контактной среды в осветлителе принимают равной 2 м, высоту защитного слоя воды над осадком — 1,5 м. Объем осадкоуплотнителя в осветлителе должен обеспечивать пребывание в нем осадка в течение 6 ч. Количество отсасываемой в осадкоуплотнитель воды составляет 20...30%.

В составе обезжелезивающих установок применяют скорые одно- и двухслойные фильтры. При размере зерен 0,6...1,2 мм

толщину фильтрующего слоя принимают равной 1,0...1,5 м. Скорость фильтрования на скорых фильтрах 5...7, а на двухслойных — до 10 м/ч. Для очистки фильтрующих слоев применяют водовоздушную промывку, дополняя ее верхней промывкой.

17.2. Обезжелезивание конденсата ТЭС

На современных *блочных конденсационных электростанциях (КЭС)* конденсат турбин составляет не менее 98% количества питательной воды, поэтому качество конденсата в значительной степени определяет качество питательной воды. Конденсат загрязняется как в самом пароводяном цикле электростанции (продукты коррозии оборудования), так и извне (добавочной водой, примесями охлаждающей воды). Количество загрязнений, поступающих в питательную воду с конденсатом, может значительно превышать количество примесей, поступающих с добавочной водой. Да-

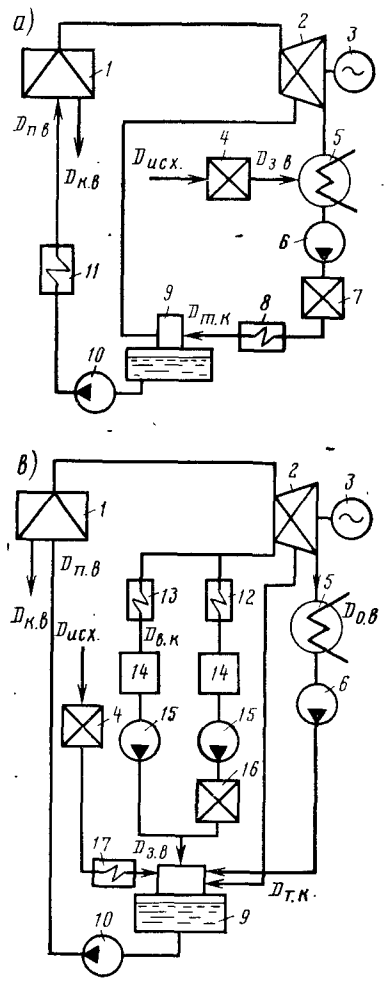


Рис. 17.6. Схема водооборота в рабочем цикле КЭС (*а*) и ТЭЦ (*б*) с конденсационной турбиной.

1 — парогенератор; *2* — паровая турбина; *3* — генератор; *4* — химводоочистка; *5* — конденсатор турбины; *6*, *10* — конденсатный и питательный насос; *7* — установка очистки конденсата турбины; *9* — деаэратор; *8* — подогреватель турбинного конденсата; *11* — подогреватель питательной воды; *12* и *13* — теплофикационный и производственный потребители пара; *14* — баки возвратного конденсата; *15* — насосы возвратного конденсата; *16* — установка очистки возвратного конденсата; *17* — подогреватель добавочной воды

же при нормальной работе конденсаторов турбин присос охлаждающей воды составляет не менее 0,002%, а обычно — 0,005 ... 0,02% общего расхода конденсата (рис. 17.6).

Железо в пароводяной цикл поступает вследствие коррозии всего тракта. В табл. 17.1 приведено содержание железа в воде всех потоков для одной ТЭЦ Тулэнерго. Как видно из таблицы, в основном железо поступает в котлы от не защищенного от коррозии оборудования химводоочистки и дренажей подогревателей. Железо попадает в воду также в результате отслаивания железо-оксидных отложений в котле при колебаниях температуры на отдельных участках. Вследствие большого количества загрязнений, поступающих в тракт от фильтров обессоливания, представляется целесообразным применение обезжелезивания перед деаэраторами, что позволяет снизить стоимость *подогревателя низкого давления (ПНД)* путем замены в них трубок из аустенитной стали на трубки из углеродистой стали. Так как температура перед деаэраторами значительно выше, чем на *блочной опреснительной установке (БОУ)*, то и растворимость железа здесь будет значительно меньше, т. е. железо будет находиться в основном виде *железооксидного шлама*.

Таблица 17.1

Поток	Расход, т/ч	Среднее содержание железа, мкг/кг	Количество железа, вносимое потоком в котел	
			г/ч	%
Химически очищенная вода	33,5	371	12,43	36
Основной конденсат	48	88	4,22	12,3
Конденсат потребителей	25	204	5,1	14,8
Конденсат дренажей	15	554	7,76	22,5
Пар на деаэраторы	6,5	88	0,57	1,7
Конденсат ПВД	20	114	2,28	6,6
Питательная вода котла	148	233	34,48	94
Продувочная вода	7,1	578	—	—

В воде ТЭС могут присутствовать разнообразные соединения железа. Основными факторами, определяющими преимущественное содержание в воде оксидов той или иной формы, являются ее температура, pH и окислительно-восстановительный потенциал Eh. Различные равновесия в системе оксиды—железо—вода оценивают следующим образом:

при pH=2...5 преобладает реакция

$$Fe(OH)_3 \rightarrow Fe(OH)_2^+ + OH^-,$$

или

$$FeOOH + H^+ \rightleftarrows Fe(OH)_2^+,$$

константа равновесия этой реакции при t=20° С:

$$K = \frac{C_{Fe(OH)_2^+}}{C_{H^+}} \simeq 1{,}2 \cdot 10^{-3} \text{ моль/л},$$

при pH=5...11 протекает реакция

$$FeOOH + H_2O \rightarrow Fe(OH)_3.$$

Молекулы $Fe(OH)_2$ по мере повышения pH диссоциируют по схеме

$$Fe(OH)_2 \rightarrow Fe(OH)^+ + OH^- \text{ и } Fe(OH)^+ \rightarrow Fe^{2+} + OH^-.$$

При pH=8,5 ионы $Fe(OH)^+$ и Fe^{2+} присутствуют в одинаковых количествах и обусловливают суммарную концентрацию железа около 10^{-4} моль/кг, или 5600 мкг/кг.

В более щелочной области (pH-13) практически все молекулы $Fe(OH)_2$ образуют гидрокомплексы согласно реакции

$$Fe(OH)_2 + OH^- \rightleftarrows Fe(OH)_3^-.$$

Константа равновесия этой реакции при t=25° С

$$K = \frac{C_{Fe(OH)_3^-}}{C_{OH^-}} \simeq 8{,}3 \cdot 10^{-4} \text{ моль/кг}.$$

При больших значениях pH происходит реакция

$$Fe(OH)_2 + 2OH^- \rightleftarrows Fe(OH)_4^{2-}.$$

Константа равновесия этой реакции $K \simeq 2{,}9 \cdot 10^{-6}$ моль/кг.

Соединения железа склонны к образованию коллоидных растворов с частицами кристаллической или аморфной структуры. В ряде работ отмечается, что коллоиды α-FeOOH и $Fe(OH)_3$ характеризуются двумя изоэлектрическими точками при pH=6,7 и 12. Как указывалось выше, для различных соединений железа существуют изоэлектрические точки при следующих значениях pH:

$$\alpha\text{—}Fe_2O_3;\ pH = 8{,}5 \ldots 9{,}1;\ \alpha\text{—}FeOOH;\ pH = 5{,}7 \ldots 7{,}2;$$

$$\gamma\text{—}FeOOH;\ pH = 5{,}3 \ldots 7{,}3;\ Fe(OH)_2\ pH = 12 \ldots 0{,}5;$$

$$Fe_3O_4;\ pH = 6{,}5 \ldots 0{,}2.$$

Вероятность присутствия в конденсате той или иной формы железа определяется *модифицированной диаграммой Пурбе* (рис. 17.7). Максимально допустимое содержание кислорода,

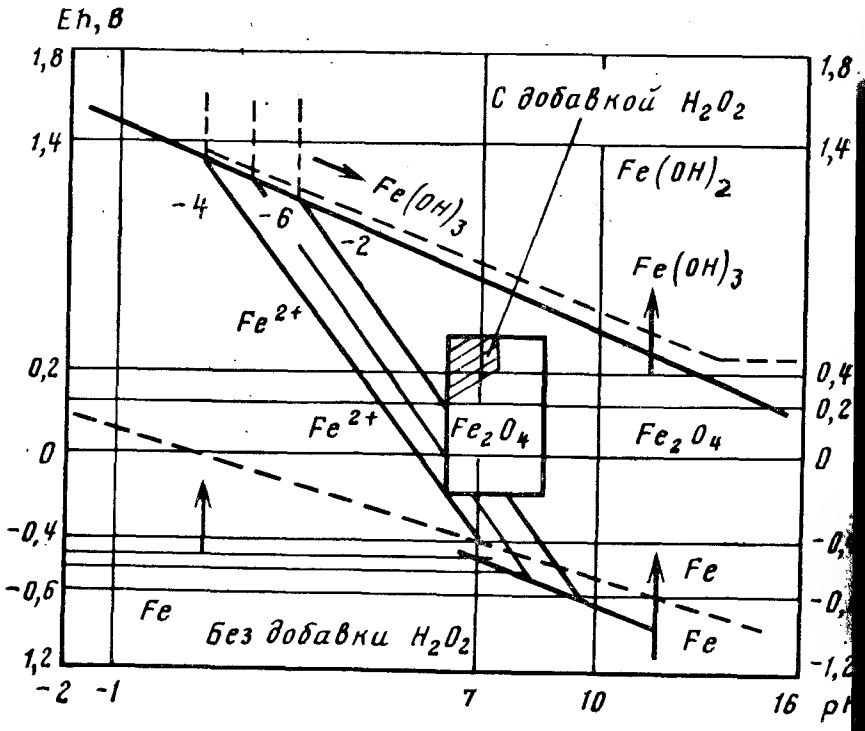


Рис. 17.7. Диафрагма Пурбе для конденсата ТЭС

при котором еще устойчив магнетит, 400 мкг/кг. При большем содержании он может перейти в $Fe(OH)_3$ (точнее, в γ-FeOOH и $Fe_2O_3 \cdot nH_2O$). Редокс-потенциал (E) должен быть не более +800 мВ (при pH 7) и содержание железа (III) резко ограничено; только в очень кислых и сильнокислых условиях активность этого иона более 10^{-6}. Основное поле диаграммы (при pH, близких к условиям работы ТЭС) занимают магнетит Fe_3O_4 и Fe_2O_3 (FeOOH). Термодинамически более устойчивым и поэтому преобладающим в циклах обычных ТЭС при температуре менее 570° С является магнетит. Пди высоких температурах магнетит образуется непосредственно по уравнению

$$3Fe + 4H_2O \rightleftarrows Fe_3O_4 + 4H_2.$$

При более низких температурах образование Fe_3O_4 происходит через промежуточный продукт $Fe(OH)_2$ по реакции Шикорры

$$3Fe(OH)_2 \rightarrow Fe_3O_4 + H_2 + 2H_2O.$$

Скорость реакции, по Шикорру, уже при температуре более 50° С достаточно велика, катализаторами реакции являются ионы меди и никеля. При 200° С скорость реакции уже настолько велика, что практически наличие $Fe(OH)_2$ или какого-либо другого оксида, но не магнетита, в воде обычных ТЭС можно не учитывать. Только при более высоком окислительно-восстановительном потенциале (например, при высоких концентрациях кислорода) устойчивыми оксидами и при повышенных температурах могут быть гематит или его гидратированные формы $Fe(OH)_3$, FeOOH и т. д.

Первые *установки конденсатоочистки* предназначались только для задержания возможных примесей присосов солей и кремниевой кислоты и состояли лишь из ионитовых фильтров. Затем вследствие эксплуатационных затруднений, вызванных повышенным содержанием железа в конденсате, особенно при пуске блоков и после простоев оборудования, стали применять префильтры, для удаления продуктов коррозии.

Для удаления из конденсата продуктов коррозии на участках низкого давления системы регенеративного подогрева (t=120° С) и совмещения этого процесса с обессоливанием был разработан *метод Паудекс-очистки.* При этом способе горячий конденсат фильтруется через небольшой слой ионитов, намываемый на специальные фильтровальные элементы, что позволяет удалять даже коллоидные оксиды железа и кремниевую кислоту. *Конструкция «Паудекс-фильтра»* аналогична конструкции намывного механического фильтра. Он имеет свечи, на которые намывается смесь анионита и катионита толщиной 3...12 мм. Количество намываемого ионита составляет 1 кг/м² при толщине слоя 6 мм, скорость фильтрования 10 м/ч, начальные потери напора 0,035 МН/м². Содержание в фильтрате железа, меди, кремниевой кислоты очень мало и находится в пределах чувствительности современных методов анализа. Паудекс-процесс проводится с ионитом в H—OH-форме, а также в NH_4—OH-форме, в результате чего предотвращается снижение pH среды в цикле.

Степень использования полной объемной емкости ионитов вследствие устранения влияния процессов диффузии увеличивается с 20...50 (ФСД) до 90%. Высокую степень удаления коллоидных частиц железа можно объяснить нейтрализацией

их зарядов тонкодисперсными частицами ионитов. Скорость поглощения сильноосновных ионов ионитом в Паудекс-процессе увеличивается в 100 раз. Коллоидные частицы (50 . . . 100 мкм) удаляются при потере напора 0,035 вместо 0,35 МН/м² на мембранных фильтрах. Так как иониты используют кратковременно, возможно повышение температуры конденсата до 150° С.

Опыт эксплуатации Паудекс-установок позволяет сделать следующие выводы: Паудекс-процесс можно использовать для очистки конденсата при различных условиях работы блока (первый пуск, нормальная эксплуатация, период присоса в конденсаторах); очистка конденсата возможна при температуре до 150° С; процесс обладает гибкостью, удаляет все виды загрязнений. Рабочий цикл фильтров составляет от 12 . . . 24 ч до 7 сут и иногда до трех недель и определяется в основном потерей напора.

Достоинствами «Паудекс-фильтров» являются простота конструкции, малые капитальные затраты, небольшие потери напора в фильтре, эффективность удаления из конденсата растворенных солей, коллоидных и взвешенных частиц, высокая степень надежности оборудования, отсутствие необходимости обработки конденсата реагентами и нейтрализации стоков, высокая степень использования обменной способности ионитов (80 . . . 90%), возможность обезжелезивания конденсата при температуре до 150° С.

К числу недостатков Паудекс-процесса следует отнести большой расход высококачественных и дефицитных ионитов, отсутствие регенерации ионитов (нет их повторного использования), при аварии конденсаторов «Паудекс-фильтры» могут поддерживать работу блока в течение 30 . . . 60 мин, а при использовании морской охлаждающей воды — всего несколько секунд.

Наличие в конденсате большого количества магнитовосприимчивых частиц *позволило использовать магнитное поле для удаления примесей.* Магнитные свойства анионов железа довольно разнообразны. В конденсате гидроксид железа, встречающийся в двух формах α-$Fe(OH)_3$ и γ-$Fe(OH)_3$, парамагнитен, так же как оксид железа α-F_2O_3, При высоких температурах в условиях котла железо стремится к магнетиту $FeO \cdot F_2O_3$, который обладает *ферромагнитными свойствами,* Растворимость магнетита незначительная, поэтому можно считать, что все железо в конденсате находится в виде *частиц диспергированных оксидов.* Частички магнетита, однажды намагниченные, сохраняют свои свойства длительное время. Магнетит намагничивается довольно слабо, магнитные свойства его слабее в 30...40 раз, чем металлического железа. С увеличением температуры его магнитные свойства слабеют.

Е. В. Терновцевым и другими были проведены исследования по использованию магнитного поля для интенсификации работы фильтра с магнетитовой загрузкой. На фильтр с магнетитовой загрузкой с частицами d=0,5 . . . 1 мм, высотой 0,25 м *накладывалось магнитное поле постоянного тока*, напряженность которого 1000 . . . 2000 Э. Работу магнитомагнетитовых фильтров сравнивали с параллельно работающими магнетитовыми фильтрами. Температура фильтрата составляла 24 . . . 26° С. Как показали исследования, при магнитном поле напряженностью 500 Э и скорости фильтрования примерно 85 м/ч происходит эффективное удаление оксидов железа, значительно более глубокое, чем в обычных магнетитовых фильтрах. Это может быть обусловлено *эффектом «магнитной коагуляции»*, сущность которой заключается в том, что частички магнетита, намагничиваясь, приобретают северный и южный полюсы. Сталкиваясь частички коагулируют. Магнитная коагуляция отличается от коагуляции коллоидов, которая происходит благодаря электростатическим силам. Коагулированные субстанции отделяются на фильтрах значительно более полно.

В последнее время в качестве механических фильтров для очистки конденсата применяют *фильтры с намывным слоем (ФНС),* в которых на фильтрующие элементы намывают вспомогательное фильтрующее вещество. *Конструкции аппаратов* для очистки турбинного конденсата самые различные: *с плоским фильтрующим слоем или с патронными трубчатыми элементами*, с *нанесением вспомогательного материала на мелкие сетки или на обмотку из проволоки трапецеидального сечения, с удалением шлама вне фильтра струей из брандспойта или гидравлической промывкой внутри фильтра.* Фильтрующий материал — волокна целлюлозы; иногда поверх подслоя из целлюлозы намывают активный уголь или смесь этих материалов. Применяют как периодический разовый намыв вспомогательного слоя, так и непрерывную дозировку малых его количеств (2...5 г/м³). Скорость фильтрования 7...10 м/ч (иногда 12...17 м/ч). Остаточное содержание железа составляет 2...3 мкг/л.

Полимерные фильтрующие среды могут быть успешно применены как в намывных фильтрах вместо целлюлозы, так и в механических фильтрах, эксплуатация которых значительно проще. Результаты исследований и данные эксплуатации позволяют считать перспективными следующие области применения полимерных фильтрующих материалов: 1. Обезжелезивание возвратного конденсата на ТЭС с барабанными котлами. Основная масса оксидов железа в возвратном конденсате ТЭС имеет фракции размером 0,9 мкм. В этих условиях использова-

ние полимерных материалов на ФНС обеспечивает снижение загрязнений до 80%. Температура производственных конденсатов обычно не более 100...120° С; в этом диапазоне температур многие полимеры устойчивы. 2. Очистка дренажной воды ПНД на энергоблоках с прямоточными барабанными котлами. Очистка дренажной воды ПНД, а в некоторых случаях и ПВД позволяет отказаться от их каскадного сброса в конденсатор для последующей очистки. Возможность подачи дренажной воды с температурой до 150° С (вместо 35°) дает экономию теплоты 20 ккал/кг. 3. Обезжелезивание турбинных конденсаторов в блоках СКД перед ионитовыми фильтрами.

17.3. Обезжелезивание оборотных вод

Основным компонентом состава пыли сталеплавильных агрегатов является железо в оксидной форме (до 98%) в виде частичек крупностью около 0,1 мкм и плотностью 4,23...4.75 к/см^3. Поэтому очистка газа от пыли помимо удовлетворения санитарных требований может дать значительную экономию, так как позволяет получить ценное металлургическое сырье (содержание чистого железа до 67%). Первоначально очистка газов от пыли осуществляется с помощью турбулентных промывателей и скрубберов, либо экектрофильтров, циклонов, цепных аппаратов, после чего пыль смешивают с водой и производят очистку последней. В сточной воде после газоочисток содержатся примеси в грубодисперсном, коллоидном и растворенном состояниях. При этом основными компонентами состава сточной воды газоочисток являются полидисперсные взвешенные вещества минерального происхождения или шлам, концентрация которого колеблется от 0,5...0,8 до 40...44 г/л.

Исследованиями, выполненными Т. Г. Федоровской, Н. Ф. Сериковым, О. С. Хабаровым, и др. методами седиментации и микроскопирования установлено, что шламы представляют собой конгломерат с преобладающим размером частиц 10... ...100 мкм (55%). По строению шламы следует отнести к кристаллическим и плотноаморфным группам. Химические анализы шламов показали, что содержание железа (Общего) зависит от технологии производства, например, в шламах конверторного цеха содержится 73,2% железа, мартеновского цеха 64,4%, электросталеплавильного цеха 26,3%, и в шламах доменной печи 65,4%. В состав общего железа входят F_3O_4 (магнетит); γ-Fe_2O_3 (магхомит); FeO (франклит и пирротин). Наибольший процент магнитной составляющей железа Fe_3O_4 содержит шлам мартеновского цеха (31,5%). Магнетит находится в шламах в

виде скоплений зерен неправильной формы; отдельные зерна магнетита имеют размеры 10 . . . 60 мкм.

Известны три технологические схемы очистки сточных вод газоочисток: одноступенчатая в радиальных отстойниках; двухступенчатая, предусматривающая предварительную очистку в гидроциклонах и окончательно в радиальных отстойниках; трехступенчатая, осуществляемая путем последовательного прохождения воды через гидроциклон, радиальный отстойник и гравийный фильтр. Следовательно, основным очистным сооружением для механической очистки сточных вод газоочисток является радиальный отстойник. В зарубежной практике наряду с отстойниками для очистки оборотных вод газоочисток используют аэроакселяторы и циклаторы.

Т. Г. Федоровской были проведены исследования с 0,1%-ным раствором ПАА на оборотных водах конверторных газоочисток, содержащих взвеси 1,5 . . . 24 г/л. При работе с оптимальными дозами ПАА 0,4 . . . 1 мг/л в течение 10 . . . 15 мин достигалось почти полное осветление оборотной воды. Примерно аналогичные результаты были получены при использовании флокулянтов КФ, УКФ, ВАФ К-4 и К-6 для осветления воды с начальной концентрацией оксидов железа 5,5...7,2 г/л. Следует отметить, что эффект действия указанных флокулянтов прямо пропорционален содержанию минеральных примесей в оборотной воде.

Исследованиями установлено, что в течение первых 30 мин при применении анионных флокулянтов в 4...5 раз ускоряется процесс осветления воды отстаиванием, а в дальнейшем влияние флокулянтов становится незначительным. Кроме того, существует обратная зависимость между pH сточной воды и эффектом действия рассмотренных флокулянтов. При применении анионных флокулянтов образуется пористый осадок, что способствует лучшему обезвоживанию его на вакуумфильтрах.

17.4. Обезжелезивание шахтных вод

Источниками образования шахтных вод являются подземные горизонты, поверхностные воды, атмосферные осадки и воды, скопившиеся в затопленных горных выработках, а также воды, попадающие в шахты в процессе добычи полезных ископаемых. *Шахтные воды подразделяются на два типа: кислые* (железосодержащие) и *высокоминерализованные.* Основными ингредиентами состава шахтных вод являются мелкодисперсеые взвеси, состоящие из зерен угля и размытых сопутствующих пород, соединения железа, хлориды, сульфаты (табл. 17.2). *Кислые шахтные воды отличаются* не только низ-

Таблица 17.2

Бассейн	pH	Содержание, мг/л				
		взвешенных веществ	сухого остатка	железа общего	хлоридов	сульфатов
Донецкий	6,8 ... 9,1	20 ... 12860	30 ... 6010	0 ... 33	25 ... 3180	130 ... 7490
Днепропетровский	7,2 ... 7,6	100 ... 790	700 ... 9030	0,1 ... 13	15 ... 5100	200 ... 640
Львовско-Волынский	6,8 ... 8	2 ... 540	705 ... 8340	0,5 ... 5000	10 ... 5000	20 ... 655
Кузнецкий	6,6 ... 8,5	10 ... 37155	295 ... 1560	1,75	4 ... 115	765
Подмосковный	4,4 ... 8,2	2 ... 25560	3 ... 3100	0,7 ... 287	0,3 ... 155	0,3 ... 65
Кизеловский	2,8 ... 4	162 ... 5360	1053 ... 5400	54 ... 1170	1,24	490 ... 3800
Егоршинское месторождение	7,2 ... 8	10 ... 355	420 ... 2460	0,4 ... 1,6	12 ... 760	35 ... 810
Челябинский	6,9 ... 8,4	42 ... 1720	1210 ... 14630	0,1 ... 1,9	127 ... 5500	140 ... 3750

кими значениями pH, но и большим содержанием железа, что существенно осложняет их обработку. Образование кислых шахтных вод связано с окислением веществ, содержащих серу (маркезит, пирит и др.), а также с жизнедеятельностью тионовых бактерий — Thiobacillus thiooxidans, Thiobacillus ferrooxidans.

О количестве шахтных вод можно судить по данным МУП России: на каждую тонну добытого угля откачивается на поверхность 3 м^3 воды. Сброс в водоемы неочищенных шахтных вод отрицательно действует на почву и растительный покров, загрязняет воду, приводит к необратимым процессам в природе. Особенно большой вред водоемам причиняют кислые железосодержащие шахтные воды, понижая pH, что влечет за собой гибель рыб, пресноводных организмов и сапрофитных микроорганизмов, участвующих в процессах самоочищения воды.

Основой технологии обезжелезивания шахтных вод является окисление железа(II) с последующим образованием гидроксида железа и выделением его при отстаивании или фильтровании. *В зависимости от качества шахтной воды* и требований к ее обработке может быть использована *одна из следующих технологических схем*: 1) *аэрирование на ступенчатом аэраторе и отстаивание в горизонтальном отстойнике*; 2) *известкование, аэрирование на ступенчатом аэраторе и отстаивание в отстойнике*; 3) *смешивание с известью в вертикальном смесителе, флокулирование ПАА в вихревой камере хлопьеобразование и отстаивание в радиальном отстойнике*; 4) *известкование, аэрирование эжектированием, фильтрование через конические сетки, грубое осветление в песколовках, хлопьеобразование в перегородчатых камерах, осветление в тонкослойных отстойниках, фильтрование на скорых фильтрах и обеззараживание (вариант)*; 5) *известкование, аэрирование эжектированием, фильтрование через конические сетки, предварительное осветление в песколовках, электрокоагулирование (вариант), осветление в тонкослойных отстойниках, фильтрование на скорых фильтрах, бактерицидное облучение.*

При обезжелезивании слабощелочных шахтных вод, содержащих двухуглекислое железо, а также кислых вод, содержащих сернокислое железо, *целесообразно применять соответственно первую и вторую схемы.* Одним из основных сооружений указанных схем является ступенчатый аэратор, размещаемый над распределительным каналом отстойника. Аэратор представляет собой систему насадок из реек с зазором 2...3 мм, располагаемых по высоте друг над другом на 0,4 м. Количество кислорода [O_2], которым насыщается вода, можно определить из выражения

$$[O_2] = 492 + 1{,}98h - 0{,}34h^2,$$

где h — высота перепада воды, м.

Постоянный обмен воздуха в объеме аэратора обеспечивается благодаря незначительной его ширине (0,4 ... 0,8 м). При содержании железа(II) до 52 мг/л следует применять пять насадок, при большем количестве исходного железа нужно либо увеличить число насадок, либо предусмотреть повторную аэрацию или барботаж.

Третья технологическая схема, предложенная Пермским НИУИ, предназначается для очистки кислых железосодержащих шахтных вод перед сбросом их в водоем и обеспечивает повышение pH до 6,6 ... 8,5 и снижение содержания железа до 0,5 мг/. Шахтные воды подают в приемный резервуар-усредитель, затем разделяют на два равных потока и передают в двухсекционный смеситель, где смешивают с известковым молоком, доводя pH после первой секции до 3,8 ... 6, а после второй — до 9,5 ... 12. Из смесителя нейтрализованную воду направляют в камеру хлопьеобразования, перед которой оба потока смешивают и в воду вводят раствор ПАА, затем вода подается в отстойник, откуда отводится в резерваар технической воды, а осадок идет на уплотнитель.

Четвертая технологическая схема предусматривает обезжелезивание также кислых шахтных вод с большим содержанием механических примесей перед сбросом их в местную гидрографическую сеть, снизив содержание взвешенных веществ до 15 мг/л и железа до 0,5 мг/л, а при наличии фильтров и установок обеззараживания воды — до лимитов ГОСТ 2874-82. Расход эжектируемого воздуха составляет 50 л на 1 м^3 воды. Для перевода железа(II) в окисное и образования хлопьев гидроксида предусмотрены камеры хлопьеобразования, рассчитываемые на 30-минутное пребывание воды. Особенностью схемы является прямение водоочистных аппаратов (песколовки, отстойники, фильтры и др.) заводского изготовления.

Песколовки ДонУГИ предназначены для предварительной очистки шахтных вод от плавающих грубодисперсных примесей. В состав песколовок входят: фильтр предварительной очистки — объемная коническая самопромывающая сетка с отверстиями шириной 1 м, высотой 20 мм и длиной 1,2 м, в которых формируется ламинарный поток; камера накопления и уплотнения осадка и коллектор для сброса и отведения осветленной воды. В песколовке задерживаются примеси крупностью до 60 ... ... 30мкм. Производительность аппарата 300 м^3/ч, допустимое давление 0,29 МПа, рабочая площадь по сечению потока 1 м^2.

Тонкослойные отстойники ДонУГИ предназначены для очистки шахтных вод от механических примесей с гидравлической крупностью до 0,1 мм/с и соединений железа с применением реагентов или без них. Они состоят из камеры осветления, где размещены наклонные под углом 60° ячейки высотой 22 мм, длиной 1,7 м и шириной 0,75 м, обеспечивающие ламинарную структуру потока, и камеры накопления и уплотнения осадка. Отстойники выпускают двух производительностей — 60 и 100 м^3/ч, рабочей площадью по сечению потока соответственно 2,4 и 4,8 м^2.

Пятая технологическая схема (автоматизированная), предложенная ДонУГИ, производительностью 150 м^3/ч предназначена для обработки кислых железосодержащих шахтных вод с целью доведения их до питьевого качества. Помимо описанных аппаратов в рассматриваемой схеме предусматриваются *бактерицидные установки ОВ-АКХ-1* или электролизеры «Поток» и *электрокоагуляторы проточного типа* производительностью до 50 м^3/ч с 60 алюминиевыми электродами толщиной 2 мм и общей площадью 168 м^2, сгруппированными в шесть пакетов. При прохождении воды в течение 10 мин в межэлектродном пространстве шириной 5 см должна обеспечиваться плотность тока 1 А/м^2 при напряжении на электродах 3 ... 5 В. Ванна электрокоагулятора размером 3,71×1,51×5,4 м одновременно является камерой хлопьеобразования.

В комплект установки входят пять осветлительных фильтров типа ХВ-044-2, выпускаемых Бийским котельным заводом и работающих под давлением 0,49 МПа при скорости фильтрования до 30 м/ч. Фильтрующая загрузка имеет крупность 0,8 ... 2 мм; высота ее 1,3 ... 1,5 м. Одновременно работают три фильтра, один промывают и один в резерве.

17.5. Деманганация воды

К настоящему времени разработаны и внедрены в практику различные методы очистки воды от марганца. Диаграмма Пурбе E=φ(pH) дает наглядное представление о возможных *способах очистки воды от марганца* (см. рис. 17.1, б): *увеличением окислительно-восстановительного потенциала среды* путем применения сильных окислителей без корректирования значения pH воды, *повышением значения pH воды* при недостаточном окислительно-восстановительном потенциале в случае использования слабых окислителей; *совместным применением более сильного окислителя и повышением значения pH воды.*

Многие из них основаны на окислении присутствующего в воде иона марганца(II) до марганца(III) и марганца(IV), об-

разующих гидроксиды, растворимость которых при pH>7 меньше 0,01 мг/л. Для этого *применяют различные окислители: перманганат калия, озон, хлор и его производные, кислород воздуха.* Кроме того, *удаление марганца* из воды может быть достигнуто с *помощью ионного обмена* (водород- или натрий-катионированием), *при умягчении известковосодовым методом, при фильтровании воды через загрузку из марганцевого цеолита, биохимическими* и другими методами.

Известные в технологии улучшения качества воды *методы* ее *деманганации можно классифицировать на безреагентные и реагентные; на окислительные, сорбционные, ионообменные* и *биохимические. К числу безреагентных методов* удаления марганца из воды следует отнести: *глубокую аэрацию с последующим отстаиванием* (вариант) и *фильтрованием на скорых осветлительных фильтрах с сорбцией марганца на свежеобразованном гидроксиде железа, метод «Виредокс».*

К числу реагентных методов деманганации воды прежде всего относятся *окислительные с использованием хлора и его производных, озона, перманганата калия, технического кислорода.* К ним относятся и методы, предусматривающие *использование щелочных реагентов.*

Для окисления марганца(II) в диоксид марганца должен поддерживаться определенный окислительно-восстановительный потенциал, значение которого зависит от требуемой в данном конкретном случае концентрации остаточного марганца и pH среды.

Удаление марганца методом глубокой аэрации с последующим фильтрованием предусмаривает первоначальное извлечение из воды под вакуумом свободной углекислоты (pH повышается до 8 . . . 8,5), которое производится в вакуумно-эжекционном аппарате с последующим насыщением обрабатываемой воды кислородом воздуха в его эжекционной части, ее диспергирование до капельного состояния и фильтрование через зернистую загрузку. Технологическая схема состоит из скорых осветлительных фильтров, над зеркалом воды которых размещены напорные вакуумно-эжекционные аппараты. Метод применим при окисляемости исходной воды до 9,5 мг O_2/л. Подобная технология позволяет успешно решать задачи не только деманганации, деферизации, но и дегазации воды.

Необходимым условием рассматриваемого метода даманганации воды является присутствие в ней железа(II), которое при окислении растворенным кислородом образует гидроксид железа, адсорбирующий на поверхности марганец(II) и каталитически влияющий на его окисление. Процесс успешно протекает при pH аэрированной воды ниже 8,5 и величине $E \leqslant 0{,}4$ В.

Сорбционный характер извлечения марганца подтверждается изотермой адсорбции, построенной по результатам производственного эксперимента, график которого адекватен изотерме Бедеккера—Фрейндлиха.

Производственные эксперименты, выполненные кафедрой водоснабжения МГСУ (Г. И. Николадзе, В. Б. Викулина и др.) на пяти артезианских водоисточниках, показатели качества воды которых характеризовались pH 7 . . . 7,4, общей жесткостью до 7 мг-экв/л, щелочностью 4 . . . 6 мг-экв/л, окисляемостью до 8,1 мг O_2/л, сухим остатком 0,5 ... 0,76 г/л. E=0,21 ... 0,39 В, содержанием свободной углекислоты до 6,5 мг/л, содержанием общего железа до 6,3 мг/л, а марганца(II) до 0,76 мг/л, подтвердили целесообразность использования данного метода для получения питьевой воды. Следует отметить, что соотношение концентраций железа(II) и марганца(II) в исходной воде должно быть не менее 7:1.

Результаты проведенных экспериментов позволяют следующим образом объяснить механизм явления. Величина дзета-потенциала гидроксида железа равна нулю при pH=6,7, с возрастанием pH отрицательная величина ξ-потенциала увеличивается. Положительно заряженные ионы железа(II) и марганца(II) сорбируются осадком из соединений железа(III), имеющим отрицательный ξ-потенциал при pH>7. Поскольку при повышении значения pH отрицательная величина ξ-потенциала растет, адсорбция ионов железа(II) и марганца(II) увеличивается.

При фильтровании происходят следующие процессы. Поверхность песка при pH≃7 имеет малый электрический отрицательный заряд и поэтому обладает слабыми сорбционными свойствами по отношению к ионам марганца(II) и железа(II), имеющими положительный заряд. С ростом pH эти свойства усиливаются. При фильтровании через песок сначала происходит адсорбция ионов железа(II) и марганца(II) поверхностью его зерен. Под действием растворенного в воде кислорода ион железа(II) окисляется до железа(III), который, гидролизуясь, образует на поверхности зерен загрузки качественно новый сорбент, состоящий из соединений железа, который и сорбирует ионы марганца(II). Растворимая в воде свободная углекислота также сорбируется этим сорбентом, ухудшая эффект очистки за счет понижения значения pH.

Достоинством этого метода очистки является возможность удалять марганец не только из вод, в которых он присутствует совместно с железом, но и из вод, где железо отсутствует, создавая добавления в воду железного купороса, одного из самых дешевых реагентов.

Удаление марганца из подземных вод может быть достигнуто в пласте при условии достаточно высокого значения pH. При введении в подземный поток воды, содержащей растворенный кислород, или воздуха, технического кислорода достигается окисление железа(II) и марганца(II), их соосаждение и задержание в порах водовмещающих пород. На процесс деманганации и деферизации воды по этому методу существенное влияние оказывают железо- и марганец-бактерии. Метод экономичный, относительно простой, однако, не всегда обеспечивающий надлежащую глубину деманганации воды. Считается целесообразным его использование при содержании марганца в подземной воде до 0,5 мг/л и высоком pH.

Наиболее эффективным и технологически простым методом удаления марганца из вод поверхностных и подземных источников в настоящее время является обработка их перманганатом калия. Этот метод может быть применен на очистных комплексах любой производительности при любом качестве исходной воды; существенного изменения технологической схемы при этом не происходит. На удаление 1 мг Mn(II) расходуется 1,88 мг $KMnO_4$.

Использование катализаторов окисления марганца. Установлено, что предварительно осажденные на поверхности зерен фильтрующей загрузки *оксиды марганца оказывают каталитическое влияние* на процесс *окисления иона марганца(II) растворенным в воде кислородом.* При фильтровании аэрированной и подщелаченной (при низких pH) воды, содержащей марганец, через песчаную загрузку по прошествии некоторого времени на поверхности зерен песка образуется слой, состоящий из отрицательно заряженного осадка гидроксида марганца $Mn(OH)_4$, который адсорбирует положительно заряженные ионы марганца(II). Гидролизируясь, эти ионы реагируют с осадком $Mn(OH)_4$, образуя хорошо окисляемый полутораоксид Mn_2O_3 по реакциям:

$$Mn(OH)_4 + Mn(OH)_2 \rightarrow Mn_2O_3 + 3H_2O,$$

$$2Mn_2O_3 + O_2 + 8H_2O \rightarrow Mn(OH)_4\downarrow.$$

Таким образом, в результате снова образуется гидроксид марганца (IV), который опять участвует в процессе окисления в качестве катализатора. Использование этого свойства оксидов марганца дало возможность применить в практике кондиционирования воды метод ее фильтрования через песок, зерна которого предварительно покрыты пленкой оксида марганца (так называемый *«черный песок»*). Для этого обычный кварцевый песок крупностью 0,5...1,2 мм обрабатывают последовательно 0,5%-ным раствором хлорида марганца и перманганата калия.

При использовании такой загрузки фильтров окисление марганца растворенным в воде кислородом воздуха возможно осуществить при значениях pH, значительно меньших, чем обычно ($pH \geqslant 7{,}5$).

В практике водоподготовки за рубежом *в качестве катализатора окисления марганца кислородом воздуха или хлором* получили распространение *соли меди, медно-никелевые сплавы.*

Деманганация воды перманганатом калия. Основана на его способности окислять марганец (II) с образованием малорастворимого оксида марганца:

$$3Mn^{2+} + 2MnO_4^- + 2H_2O \rightarrow 5MnO_2\downarrow + 4H^+ \cdot$$

Очень важным аспектом применения перманганата калия для очистки воды от марганца является образование дисперсного осадка оксида марганца MnO_2, который, имея большую удельную поверхность порядка 300 м²/г, является эффективным сорбентом. *При обработке воды перманганатом калия снижение привкусов и запахов происходит также вследствие частичной сорбции органических соединений образующимся мелкодисперсным хлопьевидным осадком гидроксида марганца.* Кроме того, осадок оксида марганца, как это указывалось выше, обладает каталитическими свойствами по отношению к процессу окисления иона марганца (II) кислородом воздуха.

Применение перманганата калия дает возможность удалить из воды как марганец, так и железо независимо от форм их содержания в воде. В водах с повышенным содержанием органических веществ железо и марганец образуют устойчивые органические соединения (комплексы), медленно и трудно удаляемые при обычной обработке хлором и коагулянтом. Применение перманганата калия, сильного окислителя, позволяет разрушить эти комплексы с дальнейшим окислением ионов марганца(II) и железа(II) и коагуляцией продуктов окисления. Кроме того, коллоидные частицы гидроксида марганца $Mn(OH)_4$ в интервале pH=5...11 имеют заряд, противоположный зарядам коллоидов коагулянтов $Fe(OH)_3$ и $Al(OH)_3$, поэтому добавление перманганата калия к воде интенсифицирует процесс коагуляции. Таким образом, *перманганат калия, оказывая совокупное действие как окислителя, сорбента и вспомогательного средства коагуляции, является высокоэффективным реагентом для очистки воды от целого ряда загрязнений,* в том числе и от марганца.

Эксперименты показали, что максимальное снижение концентрации марганца(II) в воде (до 97%) достигается при обработке воды перманганатом калия дозой 2 мг $KMnO_4$ на 1 мг

марганца(II) с дальнейшим добавлением коагулянта для удаления продуктов окисления и взвешенных веществ. Остаточное содержание марганца в воде при этом не превышало 0,1 мг/л, а после фильтрования воды на песчаных фильтрах она практически не содержала ионов марганца(II), одновременно наблюдалось полное удаление железа.

В настоящее время разработана технология применения перманганата калия для удаления марганца, а также привкусов и запахов воды в промышленном производстве. Достоинством этого метода является возможность использования его на уже действующих сооружениях очистки без изменения существующей технологической схемы.

На фильтровальных комплексах очистки воды из поверхностных источников раствор перманганат калия вводится в воду до коагулирования в смеситель или на насосной станции I подъема. При удалении марганца из подземных вод для увеличения фильтроцикла одновременно с раствором $KMnO_4$ в обрабатываемую воду рекомендуется вводить активированную кремнекислоту в количестве 3...4 мг/л или флокулянт К-4. В этом случае укрупняются хлопья образующихся при окислении соединений марганца(IV), которые медленнее проникают в фильтрующую загрузку.

Деманганация воды фильтрованием через модифицированную загрузку. Метод фильтрования аэрированной воды через загрузку, обработанную оксидами марганца, имеет недостаток, заключающийся в постепенном измельчении частиц, образующих покрытие зерен загрузки, и проскоке их в фильтрат. Попытки исправить этот недостаток заключались в растворении этих частиц до того, как они обретали способность проскакивать в фильтрат, что усложняет процесс очистки воды. Другим недостатком деманганации фильтрованием через «черный песок» является значительный расход перманганата калия. Для исключения указанных недостатков в МГСУ (Г. И. Николадзе, А. И. Назаров и др.) был запатентован метод деманганации воды фильтрованием через модифицированную загрузку, приготавливаемую последовательным пропуском снизу вверх через кварцевый песок растворов железного купороса и перманганата калия, что позволяет достичь экономики последнего. Для закрепления образующей пленки из гидроксида железа и оксида марганца на зернах фильтрующей загрузки последнюю затем дополнительно обрабатывают тринатрийфосфатом или сульфитом натрия. Обрабатываемая вода фильтруется сверху вниз со скоростью 8...10 м/ч. Производственные испытания указанного метода подтвердили его универсальность и высокие технико-экономические показатели.

Очистка воды от марганца с использованием сильных окислителей. Скорость окисления ионов марганца(II) хлором, озоном, оксидом хлора зависит от величины pH среды. Хлор — сильный окислитель, однако эффект окисления им марганца может быть достаточно полным при значениях pH=8...8,5, что чаще всего требует подщелачивания воды. На окисление 1 мг Mn(II) в Mn(IV) требуется 1,3 мг хлора. Экспериментальные исследования показали, что хлор окисляет марганец(II) при pH=7 за 60...90 мин всего на 50%. В отсутствии ионов NH_4^+ при pH=8 окисление марганца(II) хлором за 60...90 мин завершается полностью, остаточное содержание марганца в воде составляет 0,05...0,1 мг/л. Остаточное содержание марганца(II) в воде, подвергнутой хлорированию и фильтрованию, через 60 мин при исходной концентрации марганца 10 мг/л составило: при pH воды — 9...5,0 мг/л; при pH=9,45...1,3 мг/л; при pH=10 — менее 0,02 мг/л, т. е. эффект окисления хлором был намного ниже эффекта окисления кислородом воздуха в присутствии катализатора. Окисление марганца(II) озоном или оксидом хлора(IV) при pH=6,5...7,0 завершается в течение 10...15 мин, при этом расход озона составляет 1,45, а оксида хлора(IV) — 1,35 мг/мг марганца(II).

Исследования А. И. Назарова показали, что *слабый окислитель (кислород) в присутствии более сильного (хлора) активизируется.* Это позволило разработать технологию деманганации воды, сущность которой сводится к глубокой аэрации воды, что влечет за собой повышение pH, обогащение воды кислородом воздуха, окисление железа(II) с образованием гидроксида. Затем в *«водяную подушку»* фильтра вводится хлор, воздействующий как окислитель и как катализатор окислительного действия растворенного кислорода. В результате в поровом пространстве фильтрующей загрузки формируется гидроксид железа(III), на поверхности которого адсорбируется, а затем окисляется марганец(II). Образующийся оксид марганца(IV) также катализирует процесс окисления марганца(II).

Как показали результаты экспериментов, для осуществления этого метода требуется соблюдение соотношения $Fe^{2+}/Mn^{2+} \simeq 10$. Процесс деманганации воды зависит от ее температуры, pH, окисляемости, присутствия силикатов, соотношения Fe(II)/Mn(II).

Результаты исследований процессов окисления иона марганца (II) озоном показали, что расход последнего на 1 мг марганца составил: при концентрации марганца 0,4 мг/л — 2 мг и при концентрации 0,8 мг/л — 4 мг. Объяснить этот факт можно *каталитическим разложением озона мелкодисперсной агрегативно-устойчивой взвесью оксидов марганца,* образующихся в

процессе озонирования воды. *Удаление взвеси происходит эффективно после коагулирования и фильтрования.* Без коагулирования (просто фильтрованием) взвесь удаляется незначительно. Обнаружено, что взвесь оксидов железа, образующаяся в первую очередь, также является катализатором распада озона. В связи с этим очистку вод, содержащих одновременно большое количество железа(II) и марганца(II), предлагается производить в две стадии (рис. 17.8): на первой осуществляется окисление железа(II) и выделение его из воды, на второй — окисление марганца(II) озоном, коагулирование, отстаивание и фильтрование. Очевидно, что известная громоздкость этой технологической схемы может быть оправдана лишь для водопроводов большой производительности, в основном при заборе воды из поверхностных источников. Несмотря на свою высокую эффективность, озон используют редко из-за высокой стоимости и сложности эксплуатации озонаторных установок.

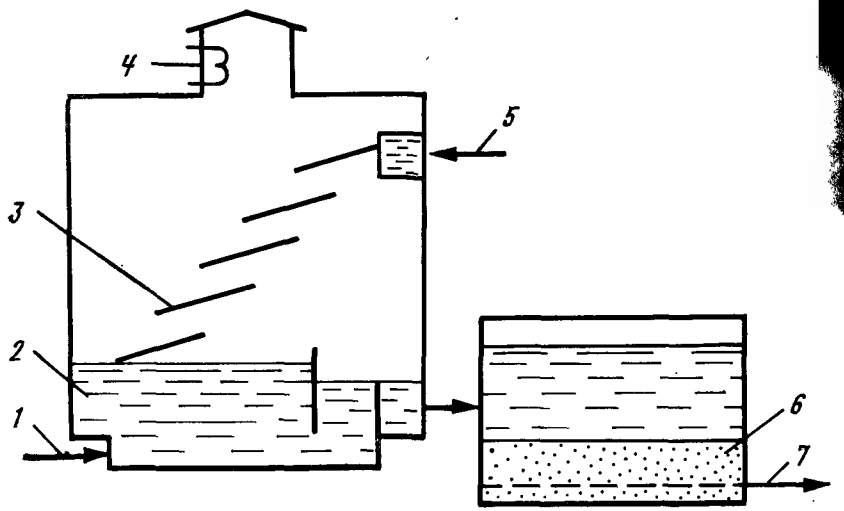


Рис. 17.8. Установка деманганации воды озонированием.
1 — подача озона, *2* — камера озонирования, *3* — ступенчатый каскадный аэратор, *4* — поглотитель остаточного озона, *5* — подача исходной воды, *6* — двуслойный фильтр, *7* — отвод чистой воды

Оксид хлора ClO_2 также является сильным окислителем, однако, использование этого реагента затруднено из-за необходимости применения сложных в строительстве и эксплуатации

установок, что особенно невыгодно на сооружениях очистки подземных вод небольшой производительности, которые составляют большинство.

Удаление марганца(II) *и железа*(II) *из воды методом ионного обмена.* Это происходит как при натрий-, так и при водород-катионировании при фильтровании воды через катионитовую загрузку в ходе умягчения. Метод целесообразно применять при необходимости одновременного глубокого умягчения воды и освобождения ее от железа(II) и марганца(II).

Биохимический метод удаления марганца. Заключается в высевании на зернах загрузки фильтра марганцепотребляющих бактерий типа Bacteria manganicus, Metallogenium personatum, Caulococeus manganifer и последующем фильтровании обрабатываемой воды. Эти бактерии поглощают марганец из воды в процессе жизнедеятельности, а отмирая, образуют на зернах песка пористую массу, содержащую большое количество оксида марганца, служащего катализатором окисления марганца(II). При скорости фильтрования до 22 м/ч фильтры полностью удаляют из воды марганец.

Исследования биологических и биохимических методов очистки воды от марганца продолжаются. Т. П. Пейчевым предложен метод удаления марганца на биофильтрах и скорых обычных фильтрах. Испытывалась артезианская вода с содержанием железа 3,75...9,0 мг/л и марганца 0,2—0,8 мг/л. Для очистки воды от железа и марганца использовались двухступенчатые биофильтры. Первая ступень предназначалась для удаления железа и состояла из двух слоев кварцевого песка: нижнего высотой 0,8 м и крупностью 1...2 мм и верхнего высотой 1,05 м и крупностью 1,5...2,5 мм. Вторая ступень предназначалась для удаления марганца; ее загрузка состояла из песка крупностью 1,5...2,5 мм, высота слоя составила 1,4 м. При скорости фильтрования 16...28 м/ч достигалось стабильное снижение содержания железа до 0,1...0,2 мг/л, марганца — до 0,02...0,05 мг/л. Продолжительность фильтроцикла (до достижения сопротивления 0,08...0,1 МПа) составляла 40...100 ч в зависимости от скорости фильтрования. Для интенсификации процессов очистки на биофильтры подавался кислород.

Из сказанного следует, что *для деманганации подземных вод наибольший интерес представляют: метод сорбции на гидроксиде железа*(III), *фильтрование через модифицированную загрузку и биохимический метод.*

18. ПРОЕКТИРОВАНИЕ ВОДООЧИСТНЫХ КОМПЛЕКСОВ ХОЗЯЙСТВЕННО-ПИТЬЕВОГО ВОДОСНАБЖЕНИЯ

18.1. Основы выбора технологической схемы, сооружений и реагентов

Полный расход воды, поступающей на комплекс водоподготовки $Q_п$, определяют с учетом расхода воды на его собственные нужды (приготовление пульпы, растворов и суспензий реагентов, продувка осветлителей или отстойников, удаление пены из флотаторов, промывка фильтровальных сооружений и резервуаров фильтрованной воды и др.) и дополнительного расхода воды на восполнение противопожарного запаса $Q_{доп}$. Следовательно, полный расход воды, поступающей на водоочистной комплекс, будет равен

$$Q_п = \alpha Q_{макс.сут.} + Q_{доп.}, \qquad (18.1)$$

где α — коэффициент, с помощью которого определяют расход воды на собственные нужды комплекса (для комплексов осветления и обесцвечивания, обезжелезивания, сорбционного обесфторивания при обороте промывной воды — 1,03 ... 1,04; без повторного использования — 1,1 ... 1,14; для установок умягчения воды — 1,2 ... 1,3).

Дополнительный расход воды на восполнение противопожарного запаса равен

$$Q = 3{,}6 n q_{пож} T_{пож} T_{вос.}, \qquad (18.2)$$

где n — число одновременных пожаров; $q_{пож}$ — норма расхода воды при пожаре по СНиПу, л/с; $T_{пож}=3$ — расчетная продолжительность пожара, ч; $T_{вос}$ — период восстановления пожарного запаса, ч (для городов и предприятий категории А, Б, В — 24 ч, для предприятий категорий Г, Д — 36 ч, для сельских населенных пунктов — 72 ч).

Водоочистные комплексы должны быть рассчитаны на равномерную работу в течение суток максимального водопотребления, при этом следует предусмотреть необходимость отключения отдельных сооружений на текущий ремонт, осмотр и т. п.

Для водоочистных комплексов производительностью до 5 тыс. м³/сут допускается организация работы в течение части суток.

При проектировании водоочистных комплексов их коммуникации необходимо рассчитывать на возможность пропуска расхода воды на 30% больше расчетного, руководствуясь соображениями, интенсификации или реконструкции водоочистных сооружений.

Состав водоочистных сооружений зависит от качества воды в источнике водоснабжения, требований, предъявляемых к обработанной воде, которые обусловлены регламентами потребителя, и от производительности установки. При подготовке воды питьевого качества состав водоочистных сооружений назначается по СНиПу, а при подготовке воды для технологических нужд — в соответствии с требованиями технологии. Рассмотренные ранее технологические схемы составлены, исходя из оптимальных режимов эксплуатации отдельных водоочистных сооружений и с учетом технико-экономических показателей их работы. Так, сооружения предварительной обработки воды (отстойники, осветлители со взвешенным осадком, флотаторы и др.) должны осветлять воду до 4—12 мг/л и снижать ее цветность до 25—30 град. При этом продолжительность работы между выпусками осадка должна быть не менее 12 ч для горизонтального отстойника, 6 ч — для вертикального отстойника, 3 ч — для осветлителя со взвешенным осадком.

Если мутность обрабатываемой воды больше 1,5 г/л, то необходимо предусматривать сооружения предварительного безреагентного осветления, выбор которых обусловлен характером взвеси и производительностью водоочистного комплекса. Обычно для этой цели используют горизонтальные или радиальные отстойники, осветлители — водозаборы и гидроциклоны.

Более сложным и ответственным является обоснование выбора конструкций отдельных технологических сооружений. Например, при проектировании установок с осветлителями со взвешенным осадком или с контактными осветлителями предпочтение следует отдавать вертикальным смесителям, которые обеспечивают не только требуемое смешение реагентов с водой, но и воздухоудаление, что является необходимым условием для надежной работы указанных аппаратов.

При необходимости удаления из воды планктона следует предусматривать микрофильтры или принимать технологию с флотаторами, либо на первой ступени фильтровать воду через плавающую полимерную загрузку.

В случае дезодорации воды с использованием угольной пульпы или сильного окислителя в начале технологического

тракта следует устраивать в качестве входного устройства контактный резервуар, а при длительном периоде дезодорации — угольные фильтры, располагаемые после осветлительных, предусматривая, если это необходимо, ввод озона или хлора в воду перед фильтрами с активным углем.

При коагулировании примесей воды в условиях низких температур, а также при ее реагентном умягчении, следует использовать железные коагулянты. Для обесцвечивания воды рекомендуются алюминиевые коагуляторы (или их смесь с железными), озон и активированная кремниевая кислота.

18.2. Высотная схема и планировка водоочистных сооружений

На крупных водоочистных комплексах обрабатываемая вода от сооружения к сооружению передается самотеком. Поэтому важно знать взаимное высотное расположение отдельных элементов технологической схемы. Это достигается построением высотной схемы (рис. 18.1) продольного профиля по воде в произвольном масштабе, на котором показывают все основные и вспомогательные сооружения и аппараты и проставляют отметки уровней воды в каждом сооружении и отметки дна сооружений. При составлении высотной схемы необходимо обеспечить условия самотечного движения воды от контактной камеры или смесителя до резервуара чистой воды при одновременном соблюдении требований удобства эксплуатации. Для этого прежде всего необходимо знать максимально возможные потери напора во всех водоочистных сооружениях технологической схемы, потери напора в коммуникациях между сооружениями и потери напора в измерительной аппаратуре.

Согласно СНиПу величины перепадов уровней воды в водоочистных сооружениях и соединительных коммуникациях следует рассчитывать, однако для предварительного построения высотной схемы можно руководствоваться следующими данными потерь напора, м: в контактной камере — 0,3...0,5; в устройствах ввода реагентов —0,1...0,3; в микрофильтрах и барабанных сетках — 0,4...0,6; в гидравлическом смесителе — 0,5...0,6; в механическом смесителе — 0,1...0,2; в гидравлической камере хлопьеобразования — 0,4 ... 0,5; в механической камере (флокуляторе) — 0,1...0,2; в осветлителе со взвешенным осадком — 0,7...0,8; в отстойнике — 0,7...0,8; во флотаторе — 0,5...0,7; в скорых фильтрах — 3,0...3,5; в медленных фильтрах — 1,5...2,0; в контактных осветлителях и префильтрах — 2,0...2,5; в трубопроводах от резервуара чистой воды до фильтровальных сооружений — 1,0...0,5; от

фильтров до осветлителей или отстойников — 0,5...0,6; от камеры хлопьеобразования до смесителя — 0,3...0,5; от осветлителя со взвешенным осадком до смесителя — 0,3...0,4; от контактного осветлителя до смесителя или входной камеры — 0,5...0,7; в измерительной аппаратуре на входе и выходе из водоочистного комплекса — по 0,5; в индикаторах расхода на отстойниках, осветлителях, флотаторах, фильтрах и контактных осветлителях — по 0,2...0,3.

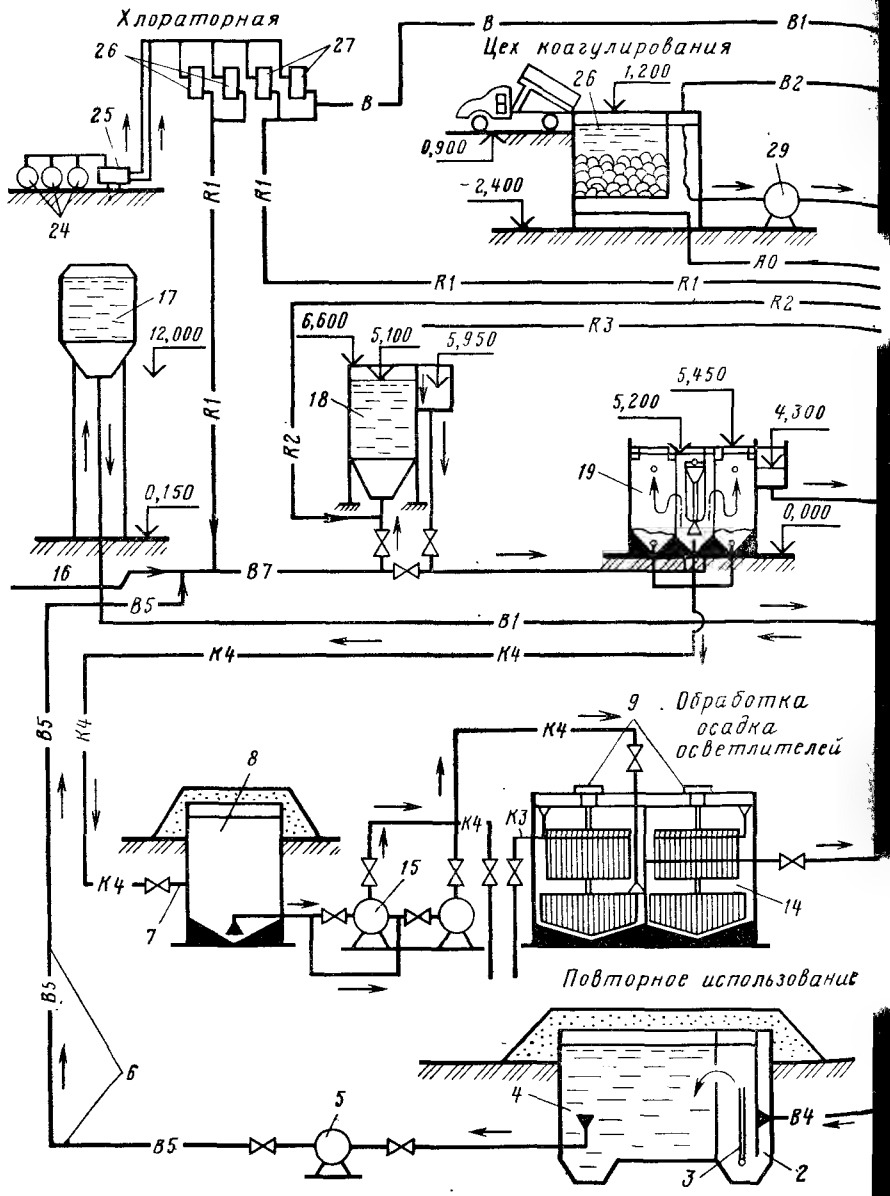
При проектировании высотной схемы максимальную отметку уровня воды в резервуаре чистой воды назначают на 0,25... ...0,5 м выше поверхности земли и принимают как исходную минимальную. Далее путем последовательного суммирования потерь напора определяют отметки уровней воды в остальных сооружениях.

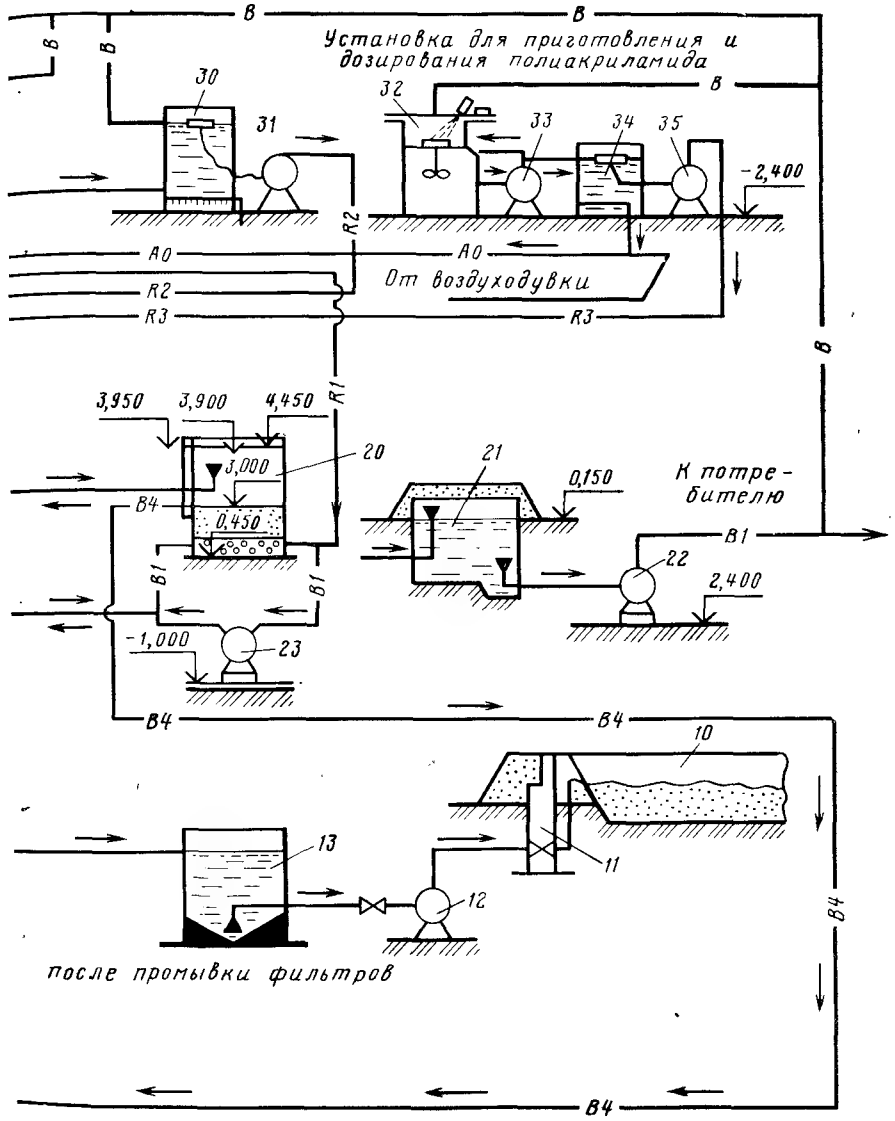
Определение потерь напора в коммуникациях связано с вычислением сечений соединительных трубопроводов и каналов между отдельными сооружениями технологической схемы. Для этого используют величины допустимых в них скоростей движения воды, м/с: от НС-1 подъема к смесителю — 1,0...1,2; от смесителя к камере хлопьеобразования или осветлителю — 0,6...1,0; от отстойников или осветлителей со взвешенным осадком к фильтрам — 0,8...1,2; от фильтровальных аппаратов к резервуарам чистой воды — 1,2...1,5; в трубопроводах подачи и отвода промывной воды — 1,5...2,0.

Помимо профиля по воде при составлении высотной схемы необходимо определить высоту отдельных сооружений и отметки их дна по отношению к поверхности земли. При привязке очистных сооружений и проектировании высотной схемы необходимо учитывать рельеф площадки очистных сооружений, глубину залегания грунтовых вод, максимальный уровень воды в водоеме в период паводка, возможность самотечного отвода сточных вод и осадков с очистных сооружений, условия производства строительно-монтажных работ и их объем, условия работы насосов насосной станции II подъема. Отметки днищ водоочистных сооружений должны назначаться с соблюдением условия минимального объема земляных и бетонных работ и наиболее благоприятных условий производства работ.

На высотной схеме водоочистного комплекса должно быть показано реагентное хозяйство, сооружения по обороту промывной воды и обработки осадка из сооружений предварительной очистки, отметки оси промывных насосов или днища бака промывной башни, отметки вакуумнасосов, насосов-дозаторов, кислотных насосов, воздуходувок.

На территории водоочистных комплексов, т. е. в санитарной зоне строгого режима, помимо основных технологических со-


Хлораторная
Цех коагулирования
Обработка осадка осветлителей
Повторное использование


Установка для приготовления и дозирования полиакриламида
От воздуходувки
К потребителю
после промывки фильтров

оружений размещают все вспомогательные помещения (склады реагентов и фильтрующих материалов, мастерские, лаборатории, диспетчерские и др.). Склады реагентов, кроме хлора и аммиака, должны располагаться вплотную к реагентному цеху, где находятся аппараты для приготовления их растворов и суспензии (рис. 18.2). Площадь складов реагентов рассчитывают на хранение 15...30-дневного запаса в зависимости от продолжительности паводка и местных условий их доставки.

В зависимости от вида реагента и производительности комплекса предусматривают его сухое или мокрое хранение в виде концентрированных растворов или продуктов, залитых водой. Хранение реагентов в сухом виде осуществляют в закрытых складах навалом или в таре. Фторсодержащие реагенты и полиакриламид хранят в таре. При этом срок хранения полиакриламида до 6 мес.; не допускается его замораживание, ведущее к потере его активности. Силикат натрия хранят в герметически закупоренных или деревянных бочках. На крупных водоочистных комплексах раствор коагулянта концентрацией 15...20% хранят в баках-хранилищах без перемешивания. Количество баков должно быть не менее четырех. При числе баков до десяти следует предусматривать один резервный.

При сухом хранении извести предусматривают дробилки и известегасилки, при мокром хранении — резервуары-хранилища и устройства для отбора, транспортировки теста и его гидравлического или механического перемешивания при приготовлении известкового молока.

К помещению для хранения активного угля предъявляют требования пожарной безопасности, относя реагент к категории

Рис. 18.1. Высотная схема водоочистного комплекса.
1 — подача промывной воды от фильтров; *2* — песколовка; *3* — гидроэлеватор; *4* — резервуар-усреднитель промывной воды; *5* — насос перекачки промывной воды; *6* — возврат промывной воды на очистную станцию; *7* — подача осадка от осветлителей; *8* — резервуар приема осадка: *9* — установка медленного перемешивания осадка; *10* — площадка обезвоживания осадка; *11* — колодец для напуска осадка; *12* — насос перекачки сгущенного осадка; *13* — емкость сгущенного осадка; *14* — осадкоуплотнитель; *15* — насосы перекачки сырого осадка; *16* — подача исходной воды; *17* — башня промывной воды; *18* — вихревой смеситель; *19* — осветлитель со взвешенным осадком; *20* — скорый фильтр; *21* — резервуар чистой воды; *22* — насос II подъема; *23* — насос подкачки промывной воды; *24* — бочки с хлором; *25* — испаритель; *26* — хлораторы первичного хлорирования; *27* — то же, вторичного; *28* — растворно-хранилищный бак коагулянта; *29* — насос перекачки раствора коагулянта; *30* — расходный бак коагулянта, *31* — насос-дозатор раствора коагулянта; *32* — мешалка полиакриламида; *33* — насос для циркуляции и подачи полиакриламида в расходный бак; *34* — расходный бак раствора полиакриламида; *35* — насос-дозатор раствора ПАА

В. Проектирование складов аммиака и хлора, а также складов для хранения кислот должно производиться согласно Санитарным правилам проектирования, оборудования и содержания складов для хранения сильнодействующих ядовитых веществ.

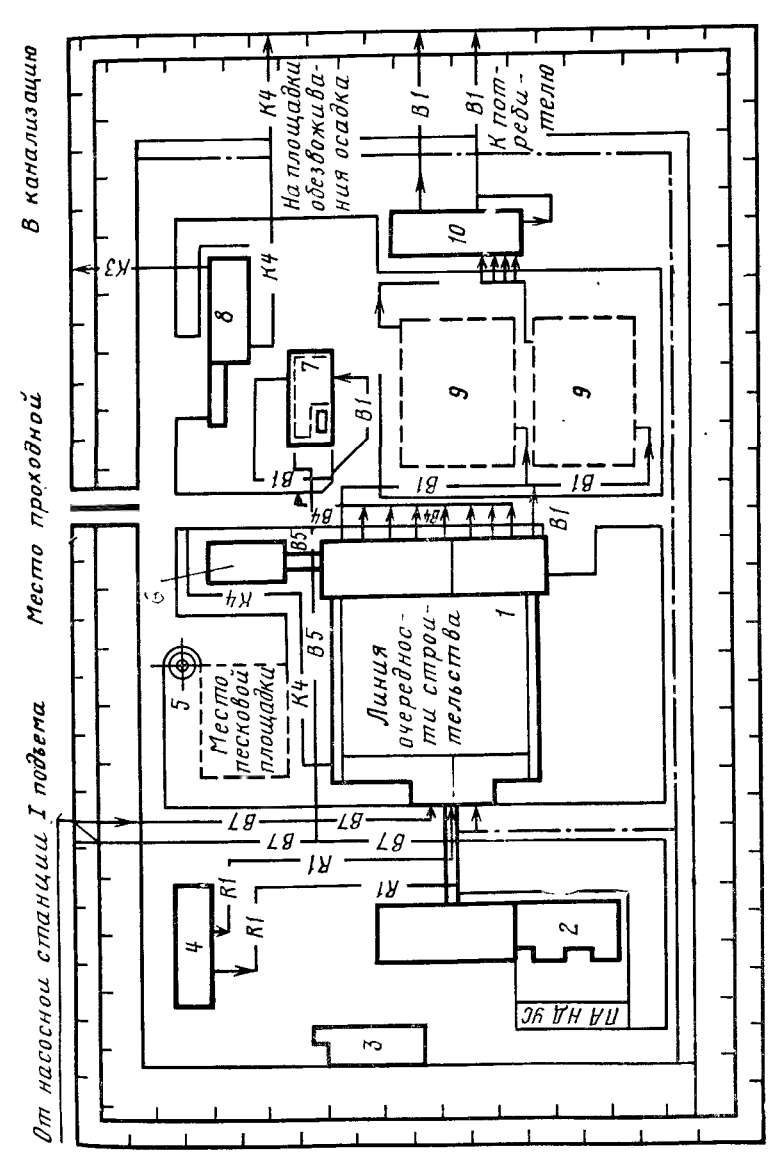


Рис. 18.2. Генеральный план водоочистного комплекса.
1 — блок основных сооружений; *2* — реагентное хозяйство; *3* — котельная; *4* — служебный корпус; *5* — башня промывной воды; *6* — хлораторная; *7* — сооружения оборота промывной воды; *8* — сооружения обработки осадка; *9* — резервуар чистой воды; *10* — насосная станция II подъема

На крупных водоочистных комплексах предусматривают песковое хозяйство для хранения, сортировки, промывки и транспортирования материалов, необходимых для периодической догрузки и перегрузки фильтровальных аппаратов. Определение объема емкостей для хранения фильтрующих материалов и подбор оборудования для их промывки и рассева производят из расчета 10% ежегодного пополнения фильтрующей загрузки и дополнительного аварийного запаса на перегрузку одного фильтра при их общем количестве до двадцати. Загрузку фильтрующим материалом следует производить с помощью песковых или водоструйных насосов при скорости движения пульпы 1,2...2 м/с.

Для надежной организации работы водоочистного комплекса в его составе необходимо предусматривать лаборатории, мастерские и другие вспомогательные помещения согласно СНиПу. Диспетчерский пункт цеха водоочистки обычно устраивают совмещенным с пунктом управления насосными станциями I и II подъема.

18.3. Принципы компоновки водоочистных комплексов

Основополагающими при решении генплана водоочистного комплекса помимо географических, топографических и геологических условий являются его производительность и состав водоочистных сооружений. На генплане показывают блок основных водоочистных сооружений, служебный корпус, реагентное хозяйство, башню промывной воды, сооружения обработки осадка, НС II подъема, хлораторную со складом хлора, резервуары чистой воды, котельную, место песковой площадки (рис. 18.2).

Компактное взаимное расположение отдельных водоочистных сооружений, вспомогательных помещений и оборудования на генплане комплекса должно предусматривать минимальные капиталовложения в строительство, обеспечивать максимальные удобства и экономичность эксплуатации, минимальную протяженность трубопроводов и дорожных покрытий между ними, удобство производства ремонтных работ, надежность и бесперебойность работы комплекса, возможность планомерного расширения при росте водопотребления.

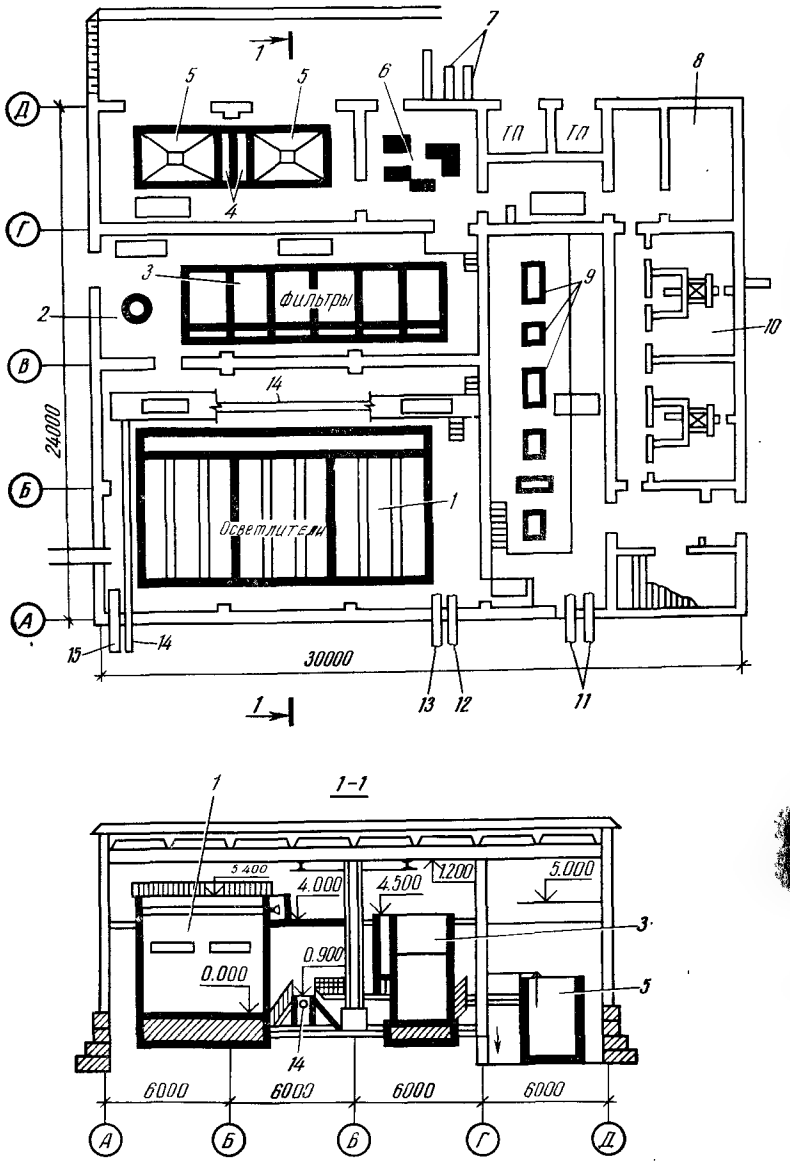
На рациональное решение генерального плана водоочистного комплекса доминирующее влияние оказывает рельеф местности. Так, в целях уменьшения объема земляных работ по выемке грунта и обсыпке отдельных сооружений рекомендуется располагать в повышенных местах сооружения с высокими отметками заложения фундамента, а с малыми — в пониженных. Все основные и вспомогательные сооружения желательно располагать в виде единого комплекса (рис. 18.3), образуемого трех-, двух-, и одноэтажными зданиями. Для малых водопроводов компактность расположения водоочистных сооружений и оборудования достигается их размещением на одном участке, а иногда и в одном здании с насосными станциями I и II подъема. Однако, подобные решения не должны быть в ущерб удобств эксплуатации, монтажа оборудования и планового расширения. При компоновке сооружений большой производительности (более 100 тыс. м³/сут) предусматривают отдельные здания для реагентного хозяйства входных устройств, сооружений предварительной обработки воды и фильтров и т. п. с разрывами между ними порядка 20 м, соединяемых галереями с основным зданием.

Для двухступенчатой очистки воды при производительности комплекса до 50 тыс. м³/сут все его сооружения возводятся в одну очередь. При подаче до 5 тыс. м³/сут основные сооружения, реагентное хозяйство, служебные помещения и НС II подъема размещают в одном блоке. При производительности 5...8 тыс. м³/сут контактные камеры и мирофильтры выносят в отдельные блоки, соединяемые проходной галереей с блоком основных сооружений. При подаче 8...12,5 тыс. м³/сут возможны аналогичные решения. Для производительности 12,5...20 тыс. м³/сут также предусмотрено отдельное расположение контактной камеры и микрофильтров. При необходимости иметь в составе технологической схемы одновременно и входные камеры и микрофильтры их располагают в два этажа в одном блоке. Те же решения для подачи 20...32 тыс. м³/сут.

Во всех рассмотренных случаях *хлораторная совмещена со складом и находится в отдельно стоящем здании*; сооружения оборота промывной воды и сооружения обработки осадка размещены в пониженной части территории: промывка фильтров от промывной башни.

При производительности 50 тыс. м³/сут и более служебные помещения и реагентное хозяйство размещают в самостоятельных корпусах, соединяемых гелереями с основным корпусом водоочистных сооружений. Сооружения оборота промывной воды и сооружения обработки осадка отстойников (осветлителей) располагают по одну сторону р. ч. в. в непосредственной близости друг от друга. Отвод промывных вод и осадка обеспечиваются самотеком. Для комплексов подобной производительности микрофильтры или контактные камеры располагают в блоке входных устройств, отстойников (осветлителей) и фильтров рядом со смесителями и камерами хлопьеобразования.

В составе сооружений *повторного использования промывной воды* помимо резервуара-усреднителя предусматривается песко-



ловка и насосы возврата осветленной воды и перекачки осадка.

В составе *сооружений обработки осадка* — осветлителей (отстойников) предусмотрены резервуар приема осадка, осадкоуплотнитель с устройством медленного перемешивания, емкость сгущенного осадка и его механического обезвоживания, насосное отделение.

При проектировании или привязке одноступечатых схем решение генплана носит более лаконичный характер, однако, ему присущи все те принципы, о которых говорилось ранее.

Сооружение открытых отстойников и осветлителей вне зданий возможно в климатических регионах, где толщина образующегося на поверхности воды зимой льда не превышает 75 мм. Расположение вне зданий осветлительных и катионитовых фильтров допускается при условии, что в течение фильтроцикла на поверхности воды образуется слой льда толщиной не более 15 мм. Галереи трубопроводов необходимо утеплять. Открытые сооружения возможно применять при кондиционировании подземных вод с температурой не ниже +5 °С, если средняя температура воздуха не ниже —5 °С и наиболее холодной пятидневки не ниже —17 °С.

На генеральный план водоочистного комплекса наносят все технологические, обслуживающие и подсобные сооружения, перечисленные выше, и кроме того, понизительную электроподстанцию, материальный склад, песковое хозяйство, котельную, мастерские, проходную. Хлораторную, совмещенную со складом хлора, размещают в наиболее низкой части территории водоочистного комплекса на расстоянии не менее 30 м от зданий. Если сооружения размещены в здании, то на генплане показывается само здание с примыкающими к нему коммуникациями. Территории, где размещены водоочистные сооружения, ограждается с соблюдением требований СНиПа.

Надежность работы водоочистного комплекса обеспечивается дублированием отдельных технологических сооружений и устройством обводных линий, позволяющих отключать то или иное сооружение или блок, пропуская воду в обход. При этом для водоочистных комплексов с подачей 10 тыс. м³/сут возмож-

Рис. 18.3. Компоновка водоочистных сооружений.

1 — осветлители со взвешенным осадком; *2* — смеситель; *3* — скорые фильтры; *4* — расходные баки коагулянта; *5* — растворные баки-хранилища коагулянта; *6* — насосы-дозаторы и воздуходувки; *7* — подача чистой воды потребителю; *8* — мастерские; *9* — насосная станция II подъема; *10* — бытовые помещения; *11* — всасывающие трубопроводы из резервуаров чистой воды; *12* — отвод чистой воды в резервуаре; *13* — сброс осадка из осветлителей; *14* — сброс промывной воды от фильтров; *15* — подача исходной воды

но отключение половины технологических сооружений, а для комплексов большей мощности — до четверти. Кроме того, необходимо предусматривать обводную линию от НС I подъема непосредственно в резервуары чистой воды.

На генплане должны быть показаны с указанием диаметров трубопроводы исходной и фильтрованной воды; трубопроводы подачи, отвода и оборота промывной воды; промышленная и хозяйственно-бытовая канализация, хозяйственно-противопожарный водопровод, отводной трубопровод, теплосеть, кабели и другие коммуникации.

При решении генплана водоочистного комплекса *необходимо предусматривать возможность его расширения* на расчетный период. С этой целью на генплане предусматривают площадку, обозначаемую пунктиром, при этом трассировка трубопроводов первой очереди должна непременно учитывать последующее расширение. Стороны здания, в направлении которых будет производиться пристройка при расширении комплекса, не должны загромождаться постройками постоянного типа, подземными сооружениями и коммуникациями. Каналы и трубы обвязки сооружений должны быть рассчитаны с запасом на возможность пропуска воды после реконструкции отдельных водоочистных сооружений или целых блоков.

При проектировании генерального плана водоочистного комплекса необходимо предусматривать *минимальную протяженность путей перемещения реагентов*; максимально возможную механизацию погрузочно-разгрузочных работ и смены загрузки фильтровальных аппаратов; маневренность эксплуатации как отдельных технологических сооружений, так и целых блоков.

Планировка территории комплекса должна обеспечивать *отвод атмосферных осадков* от всех технологических сооружений, отдельных зданий и с площадки последних. На территории комплекса помимо дорог предусматривают устройство тротуаров и озеленение.

При решении компоновки блока основных сооружений преследуют цель логической последовательности передачи воды от сооружения к сооружению при *минимальной протяженности коммуникации*, учитывая возможность интенсификации работы отдельных сооружений или расширения комплекса.

Использование технологии обработки воды в осветлителях со слоем взвешенного осадка на водоочистных комплексах производительностью до 50 тыс. м^3/сут позволяет разместить в одном здании все основные технологические сооружения, реагентное хозяйство, входные устройства (вариант) и НС II подъема. При этом смесители, осветлители и фильтры выделены в отдельный зал. При большей производительности водоочистного

комплекса служебные помещения выносятся в двухэтажное отдельное здание, входные устройства стыкуют с основными сооружениями или размещают в отдельно стоящем здании реагентного хозяйства. В этом случае в состав реагентного цеха включают отделения коагулирования, флокулирования, фторирования и могут быть еще отделения углевания, известкования и др. Для удобства эксплуатации служебный корпус и реагентный цех проходными галереями соединяются с блоком основных сооружений.

При решении компоновки водоочистных комплексов по одноступенчатой схеме с контактными осветлителями при производительности до 50 тыс. м^3/сут входные устройства (микрофильтры, контактные камеры) размещают в отдельном здании, а реагентное хозяйство стыкуют с основными сооружениями, либо входные устройства сочетают с реагентным хозяйством и располагают в отдельном блоке. В обоих случаях для НС II подъема предусматривают отдельные здания.

Контактные осветлители, как правило, располагают в два ряда и предусматривают остекленные перегородки, отделяющие зеркало воды в них от остальных помещений. При производительности 100 тыс. м^3/сут и выше входные устройства и основные сооружения устраивают в два параллельно работающих блока (по очередям строительства), которые размещают в одном здании.

18.4. Повторное использование промывной воды и обработка осадка на водоочистных комплексах

В целях рационального использования воды и охраны среды обитания на водоочистных комплексах применяют *повторное использование воды после промывки фильтровальных сооружений* и обработку осадка от сооружений I ступени очистки и реагентного хозяйства для его утилизации. Оборот промывной воды особенно эффективен при значительном удалении водоочистных комплексов от водоисточников или при большой разнице отметок между ними.

Возможны две схемы оборота промывной воды. При двухступенчатой очистке: промывные воды от фильтров, пройдя песколовку, поступают в резервуар-усреднитель, а из него без отстаивания или после него равномерно передаются в головной узел очистных сооружений. При очистке воды только фильтрованием промывные воды через песколовку поступают в отстойники периодического действия; время отстаивания 1 ч, дозы полиакриламида 0,08...0,16 мг/л (меньшие дозы при обработ-

ке цветных маломутных вод). При отсутствии предварительного хлорирования оборотные промывные воды необходимо обеззараживать хлором дозой 2...4 мг/л.

В технологии обработки промывных вод и осадка предусматривают следующие основные сооружения: резервуары, отстойники, сгустители, накопители или площадки замораживания и подсушивания осадка. Перспективно механическое обезвоживание и регенерация коагулянта из осадка.

На установках обезжелезивания воды промывные воды после фильтров подвергают отстаиванию в течение не менее 4 ч, а затем осветленную воду используют повторно. Осадок можно использовать для получения охры.

Количество резервуаров промывных вод принимают не менее двух. Объем каждого из них принимают в соответствии с с графиком поступления и перекачки промывных вод. Отстойники промывных вод рассчитывают, исходя из тех же соображений. Образующийся осадок передают в сгустители на дополнительное уплотнение или на сооружение обезвоживания осадка.

Сгустители с медленным механическим перемешиванием используют для ускорения уплотнения осадка из сооружений I ступени очистки воды и из реагентного хозяйства, а также осадка из отстойников промывных вод. Габариты радиального отстойника-сгустителя принимают следующие: диаметр — до 18 м, средняя глубина — 3,5 м, уклон дна к грязевому приямку — 8°, скорость движения конца вращающейся формы — 0,015...0,03 м/с. Продолжительность цикла сгущения принимают 5...10 ч.

Накопители предусматривают для складирования и обезвоживания осадка с удалением осветленной воды и воды, выделившейся при его уплотнении. Расчетный период передачи осадка в накопитель принимают не менее пяти лет. В качестве накопителей используют отработавшие карьеры, овраги или спланированные площадки глубиной не менее 2 м. Число секций накопителя принимают не менее двух, работающих попеременно.

Площадки замораживания для обезвоживания осадка устраивают в районах с периодом устойчивого мороза не менее 2 мес. в году с последующим его удалением через 1...3 года в места складирования.

Образующийся при обработке воды осадок подвергают обезвоживанию в естественных или искусственных условиях. Большинство водоочистных комплексов направляют образующиеся осадки на иловые карты или площадки, где они подвергаются испарению и вымораживанию в естественных условиях. В зависимости от географического положения очистных сооружений

и сезонных климатических условий влажность осадка может уменьшиться с 98,5...99 до 78...80%, за период между наполнением карт. Нагрузка на площадки может быть уменьшена за счет возврата осветленной части воды на очистные сооружения. Подобная рециркуляционная система не приносит экономических выгод, так как возврат воды приводит к дополнительным затратам. Однако, ее функционирование оправдано необходимостью уменьшить загрязнение рек и водоемов.

В большинстве случаев площадки представляют собой земляные емкости на естественном грунтовом основании с системой водосливов отстоенной воды и дренажами из труб. На практике одну карту заполняют до предела, после чего в течение 2...3 лет уменьшается влажность осадка на 60...70%. При такой влажности осадок погружают на самосвалы и вывозят на заранее выбранную территорию.

Механическое обезвоживание осадка технически может быть применено на очистных комплексах любой производительности. В качестве аппаратов используют центрифуги, вакуум-фильтры и фильтр-прессы (рис. 18.4). Вакуум-фильтры при обезвоживании осадков от очистки маломутных вод сульфатом алюминия не обеспечивают необходимое уменьшение влажности. Для

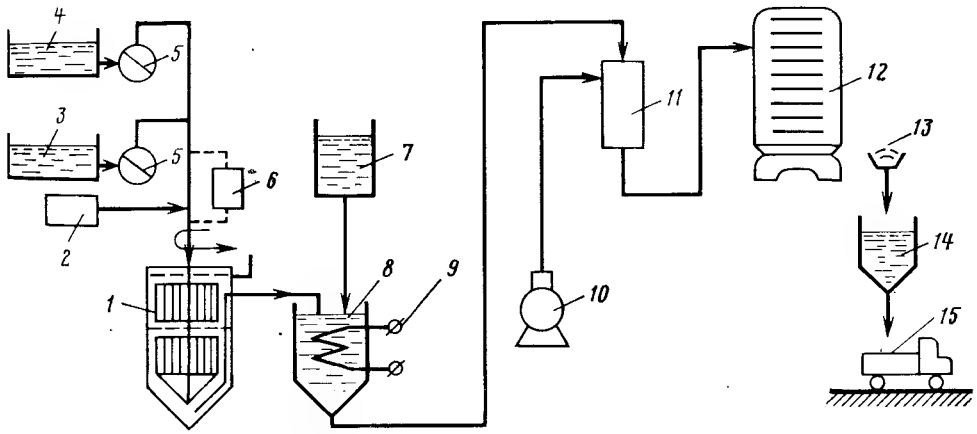


Рис. 18.4. Технологическая схема обработки осадков на камерном фильтр-прессе.

1 — уплотнитель; *2* — дозатор ПАА; *3* — усреднитель-отстойник осадков из отстойников или осветлителей со взвешенным слоем осадка; *4* — усреднитель-отстойник промывных вод фильтровальных сооружений; *5* — насос; *6* — сборник осадков; *7* — дозатор флокулянтов и вспомогательных веществ; *8* — промежуточная емкость; *9* — нагревательный элемент; *10* — компрессор; *11* — монжус; *12* — камерный фильтр-пресс; *13* — транспортер; *14* — бункер; *15* — автосамосвал

механического обезвоживания требуется предварительная подготовка осадка, которая заключается в разрушении гелеобразной структуры гидроксида алюминия. Хороший эффект дает применение извести. Использование фильтр-пресса считается экономичным для осадков вод средней цветности и мутности при дозах извести не более 50 ... 70% от массы сухого осадка.

Кислотная обработка осадка для регенерации сульфата алюминия (рис. 18.5) может также применяться на водоочистных комплексах различной производительности. Кислотную обработку нецелесообразно осуществлять на очистных комплексах, которые обрабатывают высокоцветную воду. В этом случае восстановленный коагулянт будет загрязнен растворенными органическими веществами. Не следует также применять кислотную обработку для осадков от очистки высокомутных вод. Осадок от обработки таких вод имеет низкое содержание остаточного гидроксида алюминия и большой абсолютный объем. Расход 100% кислоты в среднем составляет 3 кг на 1 кг оксида алюминия. Применение кислотной обработки имеет также ограничение и по химическим показателям исходной воды.

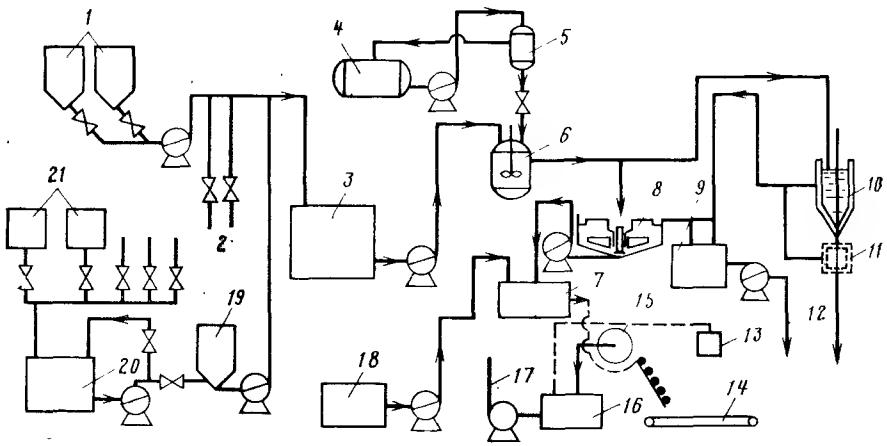


Рис. 18.5. Схема регенерации коагулянта кислотой.
1 — сооружения предочистки; *2* — осадок от других сооружений; *3* — усреднитель; *4* — бак кислоты; *5* — мерник; *6* — реактор; *7* — сборник уплотненного осадка; *8, 10* — отстойник; *9* — бак регенеративного раствора коагулянта; *11* — морозильная камера; *12* — отвод регенерированного раствора коагулянта; *13* — вакуум-насос; *14* — транспортер для кэка; *15* — вакуум-фильтр; *16* — сборник фильтрата; *17* — возврат фильтрата в начало технологического тракта; *18* — блок приготовления известкового молока; *19* — промежуточная емкость; *20* — сборник промывных вод фильтров; *21* — скорые фильтры

Растворенные кислотой токсические загрязнения из осадка будут переходить в обрабатываемую воду и накапливаться в ней.

Восстановление сульфата алюминия происходит в три этапа: уплотнение осадка до концентрации сульфата алюминия не менее 2% (20 г/л); добавление серной кислоты до кислотности при pH 2...3 и пребывание в растворе для увеличения уплотнения; отделение осадка от сульфата алюминия.

Восстановление сульфата алюминия до 90% возможно в том случае, если фильтр-прессы способны выдержать сильно кислые осадки. Для облегчения транспортировки и хранения в конце цикла на фильтр-прессы подается известковое молоко. Хороший эффект дают добавки искусственных органических и неорганических флокулянтов. Считают, что осадок таким способом можно обезводить до концентрации сухого вещества 40...45%.

После самых эффективных в настоящее время способов обезвоживания остается проблема осадков, так как их влажность в лучшем случае практически составляет 50%. По мнению В. М. Любарского, лучшим способом остается размещение осадка по территории при соблюдении следующих условий: вода, проникающая в кек, должна испаряться; после дождя кек не должен превращаться в суспензию; безвредность веществ, содержащихся в осадке для окружающей среды.

19. ДЕГАЗАЦИЯ ВОДЫ

19.1. Классификация методов дегазации воды, теоретические основы процесса

Удаление из воды растворенных в ней или образующихся в процессе ее обработки газов называют ее дегазацией. Обычно из воды приходится удалять *углекислоту*, *сероводород*, *кислород* и реже *метан*. Первые три коррозионно-активных газа обусловливают либо катализируют процессы коррозии металла, а диоксид углерода (IV) вызывает коррозию бетона. Метан, выделяющийся из воды в процессе ее обработки, образует с воздухом в помещении водоочистного комплекса взрывоопасную смесь, а сероводород придает воде неприятный запах. Кроме того, при водород-катионитовом умягчении и ионитовом обессоливании воды, а также при обезжелезивании и деманганации подземных бикарбонатных вод приходится решать задачу удаления свободной углекислоты. При подготовке питательной воды, а также воды теплоцентралей необходимо удалять из нее кислород в целях предотвращения коррозии металла. Отсюда становится очевидной необходимость возможно полного удаления из воды растворенных в ней газов.

Существующие методы дегазации воды подразделяют на физические и химические. Сущность физических методов дегазации заключается в следующем: вода, содержащая удаляемый газ, приводится в соприкосновение с воздухом, если парциальное давление этого газа в воздухе близко к нулю; создаются условия, при которых растворимость газа в воде становится ничтожно малой.

С помощью первого приема, т. е. аэрации воды, обычно удаляют свободную углекислоту и сероводород, поскольку парциальное давление этих газов в атмосферном воздухе близко к нулю. Ко второму приему обычно прибегают при обескислороживании воды. В этом случае ввиду значительного парциального давления кислорода в атмосферном воздухе аэрацией воды кислород удалить нельзя, поэтому воду доводят до кипения, тогда растворимость всех газов в ней падает до нуля. Для этого применяют либо нагревание воды (в термических деаэраторах), либо понижение давления до величины, при которой вода кипит без дополнительного подогрева в вакуумных дегазаторах.

В настоящее время наиболее распространенной теорией, объясняющей механизм передачи вещества между жидкой и газообразной фазами в процессе десорбции, является теория двухслойного поглощения, согласно которой десорбция сводится к последовательной диффузии удаляемого газа через два пограничных слоя — жидкостный и газовый. При диффузии газа из жидкой фазы в газообразную концентрация его и парциальное давление изменяются в диффузионных пленках, как показано на рис. 19.1. Концентрация газа в жидкой фазе равна концентрации его на границе между жидкостной пленкой и основной массой жидкости; в жидкостной пленке происходит снижение концентрации от величины C_1 до C_2, отвечающей парциальному давлению p_2 диффундирующего газа на границе раздела фаз; в газовой пленке парциальное давление диффундирующего газа изменяется от величины p_2 до величины p_1, имеющей место на границе газовой пленки и основной массы газа, в которой парциальное давление диффундирующего газа также равно величине p_1.

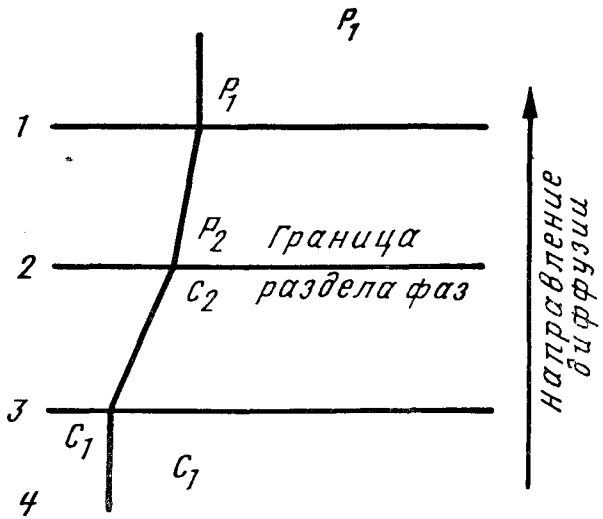


Рис. 19.1. Схема изменения давлений и концентраций газа на границе раздела фаз.
1, 4 — газообразная и жидкостная фазы; *2, 3* — газовая и жидкостная диффузионная пленка

По теории двухслойного поглощения, общее сопротивление десорбции R равно сумме сопротивлений, оказываемых пограничными диффузионными слоями:

$$R = R_1 + R_2, \qquad (19.1)$$

где R_1 — сопротивление жидкостного пограничного слоя; R_2 — сопротивление газового пограничного слоя.

Величины, обратные сопротивлениям в пограничных слоях, называют частными или пленочными коэффициентами десорбции:

$$K_ж = \frac{1}{R_1}; \; K_г = \frac{1}{R_2}. \qquad (19.2)$$

Численно частный коэффициент десорбции равен количеству удаляемого (десорбируемого) газа, передаваемого через единицу площади соприкосновения фаз в единицу времени при движущей силе в диффузионной пленке, равной единице.

Скорость процесса десорбции растворенного в воде газа в воздух определяется из выражения

$$v = \frac{dG}{TdA}; \qquad (19.3)$$

где T — время, ч; A — площадь соприкосновения жидкой и газообразной фаз, м^2; G — количество десорбируемого газа, кг/ч.

При малой концентрации десорбируемого газа в воде скорость процесса десорбции определяется средней движущей силой $\Delta C_{ср}$ и сопротивлением процессу диффузии в пленке жидкости $K_ж$

$$\frac{dG}{TdA} = \frac{\Delta C_{ср.}}{R_1} = K_ж \Delta C_{ср.}. \qquad (19.4)$$

Согласно теории двухслойного поглощения, количество десорбируемого газа

$$G = K_ж A \Delta C_{ср.}; \qquad (19.5)$$

где K_0 — общий коэффициент десорбции, м/ч, который для случая десорбции труднорастворимых газов может быть приравнен к пленочному коэффициенту в жидкостной пленке $K_ж$; A — площадь соприкосновения жидкой и газообразной фаз, м^2; $\Delta C_{ср}$ — средняя движущая сила процесса десорбции, кг/м^3, которую для случаев десорбции из малоконцентрированных растворов газов подсчитывают по уравнению

$$\Delta C_{ср.} = \frac{(C_{вх} - C_{р.вх}) - (C_{вых} - C_{р.вых})}{2{,}3 \lg \dfrac{C_{вх} - C_{р.вх.}}{C_{вых} - C_{р.вых}}}, \qquad (19.6)$$

здесь $C_{вх}$ и $C_{вых}$ — концентрации удаляемого газа в воде соответственно на входе ее в аппарат и на выходе из него; $C_{р.вх}$ и $C_{р.вых}$ — равновесные концентрации удаляемого газа в воде соответственно при входе ее в аппарат и на выходе из него.

Таким образом, величина $\Delta C_{ср}$ зависит от разности концентраций удаляемого газа в воде и воздухе.

Основное расчетное уравнение аппаратов для извлечения из воды растворенных газов десорбцией записывается в следующем виде:

$$A = \frac{G}{K_0 \Delta C_{ср.}}; \qquad (19.7)$$

$$G = 0{,}001 q (C_{вх} - C_{вых});$$

где q — производительность аппарата, м^3/ч.

Коэффициент сопротивления процессу диффузии в пленке жидкости $K_ж$ возрастает с увеличением относительной скорости движения воды и воздуха в десорбере, с повышением температуры и увеличением коэффициента диффузии удаляемого газа.

Из величин, входящих в общее уравнение десорбции, G и $\Delta C_{ср}$, могут быть подсчитаны по заданным условиям работы дегазатора, величина $K_ж$ вычислена опытным путем или с помощью теории подобия. Это уравнение является основным для расчета десорбционных аппаратов. Из него находят необходимую поверхность соприкосновения жидкой и газообразной фаз для обеспечения заданного эффекта дегазации, а, следовательно, и размер проектируемых аппаратов.

Для удаления из воды растворенных газов применяют несколько типов дегазаторов: пленочные с различного рода насадками, работающие в условиях противотока дегазируемой воды и воздуха, подаваемого вентилятором, *барботажные, пенные, вакуумно-эжекционные, вакуумные.*

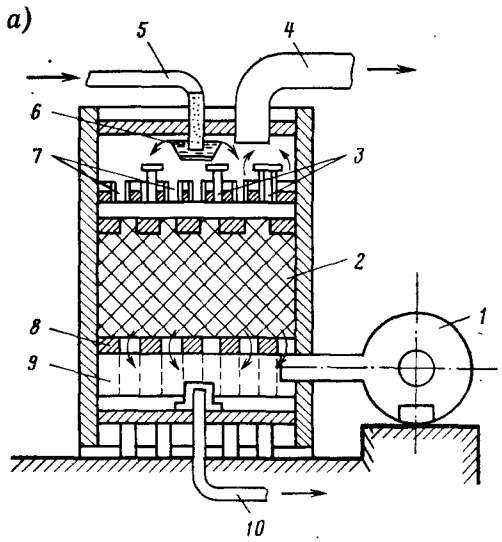
19.2. Физические методы дегазации воды

В технике водоподготовки для удаления газов (кроме кислорода) *в основном применяют пленочные дегазаторы, а для обескислороживания воды — вакуумные дегазаторы* или *термические деаэраторы. Барботажные дегазаторы* используют в исключительных случаях из-за их сравнительно высокой экс-

плуатационной стоимости (большой расход электроэнергии на компрессию воздуха).

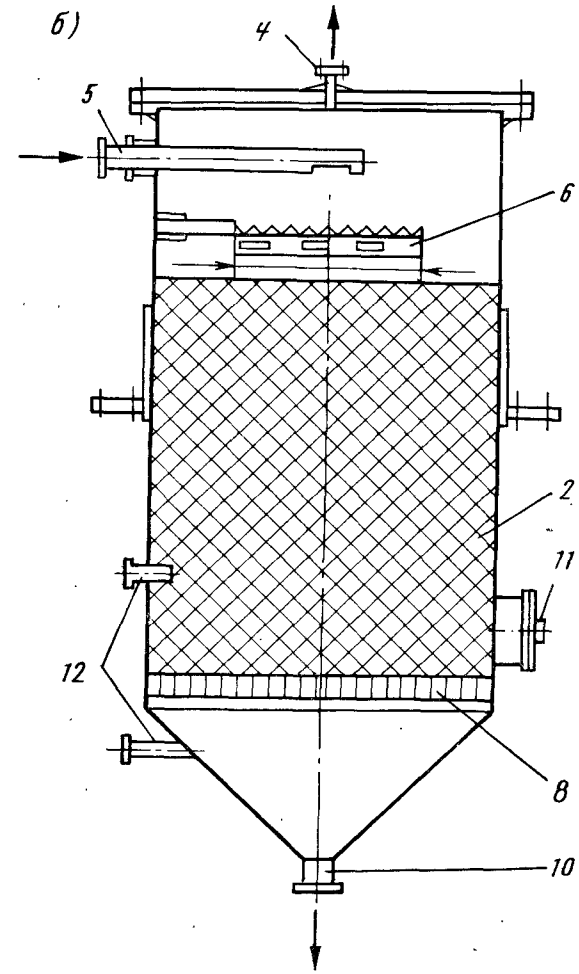
Самым совершенным типом дегазатора для глубокого удаления из воды свободного диоксида углерода(IV) считают пленочный дегазатор, загруженный *кольцами Рашига*. Он обеспечивает наиболее устойчивый эффект дегазации, долговечен, требует меньшей площади и высоты, а также меньшего расхода воздуха, чем дегазатор с деревянной хордовой насадкой. Строительная стоимость его близка к стоимости дегазаторов с деревянной насадкой, а эксплуатационная стоимость ниже, особенно для установок большой производительности. Наиболее целесообразно применять эти дегазаторы на крупных установках и при большом содержании свободного диоксида углерода(IV) в воде, поступающей в дегазатор.

На рис. 19.2, а приведена схема пленочного дегазатора с насадкой из колец Рашига, размещаемой на промежуточной дырчатой перегородке, отстоящей от дна на расстоянии 600 мм. В поддон вентилятором подается воздух. Вода поступает в верхнюю часть дегазатора и равномерно распределяется по сечению плитой, имеющей 48 патрубков для слива воды в насадку и 8 патрубков с колпаками для выхода воздуха. Вода из поддонного пространства отводится через гидравлический затвор, высота которого $h=1{,}2$ H (где H — максимальный напор, развиваемый вентилятором, Па).



После пленочного дегазатора с кольцами Рашига и подачей воздуха вентилятором содержание диоксида углерода(IV) в воде составляет не более 3...5 мг/л. При удалении сероводорода этим методом следует подкислять воду (до pH=5) с последующим подщелачиванием ее до необходимого значения pH, это дает значительную экономию расхода воздуха.

Для удаления части свободной углекислоты из воды в процессе ее деманганации или обезжелезивания (в целях поднятия значения pH воды до оптимального) также наиболее целе-



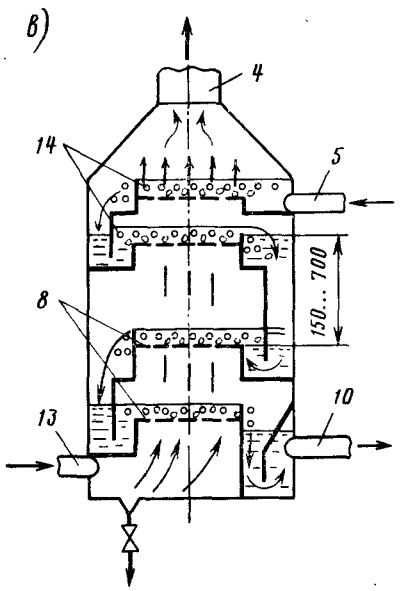


Рис. 19.2. Пленочный (*а*), вакуумный (*б*) и пенный (*в*) дегазатор

1 — вентилятор; *2* — насадка из керамических колец Рашига; *3* — газоотводной патрубок; *5*, *10* — ввод исходной и отвод дегазированной воды; *7* — оросительные патрубки; *4* — удаление воздуха; *9* — поддон; *8* — дырчатое днище; *6* — водораспределительная воронка; *11* — люк; *12* — патрубки для водомерного стекла; *13* — ввод воздуха; *14* — пенный слой

сообразно использовать дегазаторы, загруженные пластмассовыми или керамическими кольцами Рашига и работающие при подаче в них воздуха вентилятором или вакуумно-эжекционные аппараты.

Применение вакуумных дегазаторов специально для удаления из воды свободной углекислоты целесообразно только в случаях Н—Na-катионного умягчения или ионитового обессоливания подземных вод, когда в обессоленной или умягченной воде лимитируется содержание кислорода. Вакуумные дегазаторы следует применять при необходимости предотвращения кислородной коррозии труб и аппаратуры (при подготовке воды для питания котлов и при обескислороживании воды в системах горячего подоснабжения) либо когда наличие растворенных газов в воде, в том числе и кислорода, является вредным для технологического процесса предприятия (на заводах СК).

Для удаления из воды метана или свободного сероводорода также можно рекомендовать пленочные дегазаторы, загруженные пластмасовыми или керамическими кольцами.

При водород—натрий—катионитовом умягчении или анитовом обессоливании подземных вод для удаления свободной углекислоты следует применять вакуумные дегазаторы во избежание насыщения их кислородом.

При проектировании дегазаторов для удаления из воды свободной углекислоты должны быть заданы параметры: расход

воды; концентрация свободной углекислоты в воде и желательное остаточное содержание свободной углекислоты в воде после дегазатора; наинизшая (расчетная) температура обрабатываемой воды.

Концентрация свободной углекислоты в воде, подлежащей дегазации, не всегда указывается в анализе. Ее можно определить следующим образом. При дегазации воды после Н-катионитовых фильтров суммарное количество углекислоты будет равно:

$$C_{вх}=44Ж_к+C_{нач},$$

где $Ж_к$ — карбонатная жесткость исходной воды, мг-экв/л; $C_{нач}$ — содержание свободной углекислоты в исходной воде, мг/л, определяемое по номограмме (рис. 19.3). Первый член формулы учитывает свободную углекислоту, образующуюся при распаде бикарбонатов.

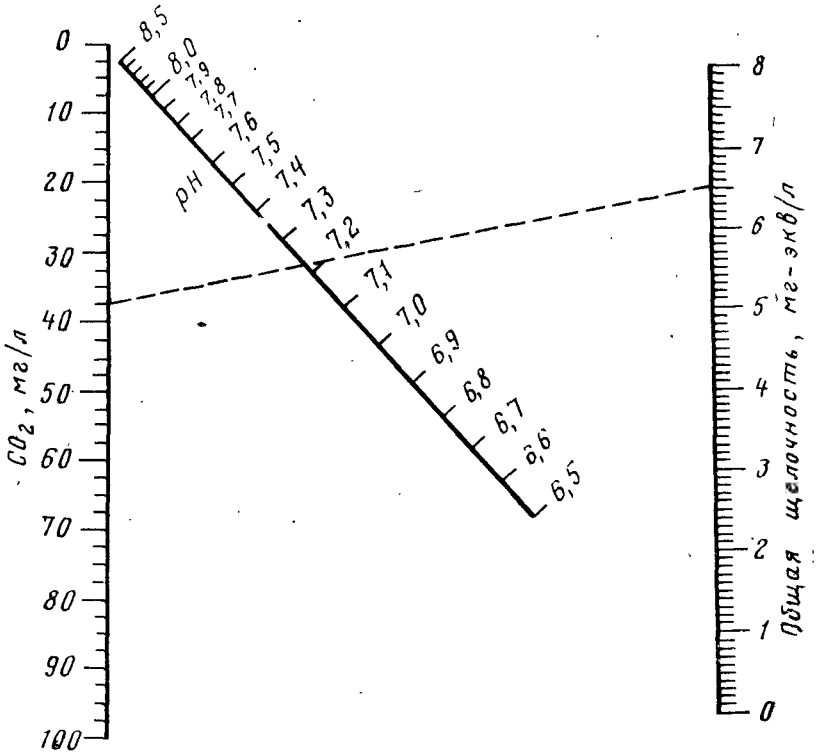


Рис. 19.3. Номограмма для определения содержания в воде свободной углекислоты

Номограмма составлена для плотного растворенного остатка воды 20 мг/л и при температуре ее 22 °С. При иных значениях температуры и плотного остатка

$$C_{нач}=C_{ном}\cdot\alpha\cdot\beta,$$

где $C_{ном}$ — содержание свободной углекислоты, найденное по номограмме (рис. 19.3); α — поправка на температуру; β — поправка на плотный растворенный остаток.

Температура, °С	0	5	10	15	20	25	30
α	1,65	1,44	1,29	1,16	1,06	1,00	0,95
Плотный растворенный остаток, мг/л	20	50	100	200	300	400	500
β	1,00	0,97	0,94	0,90	0,88	0,86	0,84

При отсутствии в анализе данных о значении pH и щелочности воды концентрацию свободной углекислоты в исходной воде (в мг/л) можно ориентировочно определять по формуле:

$$C_{нач}=0{,}268\,(Ж_к)^3.$$

При дегазации воды в цикле обезжелезивания воды аэрацией

$$C_{вх}=1{,}57C_{Fe}+C_{нач},$$

где C_{Fe} — содержание железа(II) в обезжелезиваемой воде, мг/л. Первый член формулы учитывает свободную углекислоту, выделяющуюся при гидролизе железа.

Декарбонизаторы с насадкой из колец Рашига обладают большой удельной поверхностью, малой массой в единице объема, значительным свободным объемом.

Кольцо Рашига (табл. 19.1) представляет собой полый керамический цилиндр с равными высотой и наружным диаметром.

Таблица 19.1

Размеры колец, мм	Количество колец в 1 куб. м. при беспорядочной загрузке	Свободный объем, м³/м³	Поверхность насадки, м²/м³	Гидравлический радиус каналов	Эквивалентный диаметр насадки	Масса 1 м³ колец, кг
25×25×3	53 200	0,74	204	0,00363	0,01452	532
35×35×4	20 200	0,74	140	0,02220	0,02220	505
50×50×5	6 000	0,785	87,5	0,00900	0,0360	530

Для уменьшения высоты дегазатора выгоднее применять кольца более мелкого размера, так как единица объема насадки из таких колец имеет большую поверхность. Для загрузки дегазаторов наиболе часто применяют кольца размером 25×25×3 мм, так как общее сопротивление насадки из таких колец при наиболее неблагоприятных условиях работы аппарата не превышает значения напора, развиваемого центробежными вентиляторами среднего давления обычного типа.

Площадь поперечного сечения дегазатора, загруженного кольцами, следует принимать исходя из удельной нагрузки 60 м³/(м²·ч). Удельный расход воздуха в этом случае должен приниматься равным 15 м³/м³. Исходя из этой плотности орошения насадки и удельного расхода воздуха, в табл. 19.2 даны некоторые расчетные параметры.

Таблица 19.2

Производительность дегазатора, м³/ч	Площадь поперечного сечения дегазатора, м²	Внутренний диаметр дегазатора, мм	Необходимый расход воздуха, м³/ч	Производительность дегазатора, м³/ч	Площадь поперечного сечения дегазатора, м²	Внутренний диаметр дегазатора, мм	Необходимый расход воздуха, м³/ч
1	2	3	4	5	6	7	8
10	0,167	460	150	100	1,67	1460	1500
15	0,25	565	225	150	2,50	1790	2250
20	0,333	650	300	200	3,33	2060	3000
30	0,50	805	450	250	4,17	2315	3750
40	0,667	925	600	300	5,00	2520	4500
50	0,833	1030	750	350	5,84	2735	5250
75	1,25	1170	1125	400	6,68	2920	6000

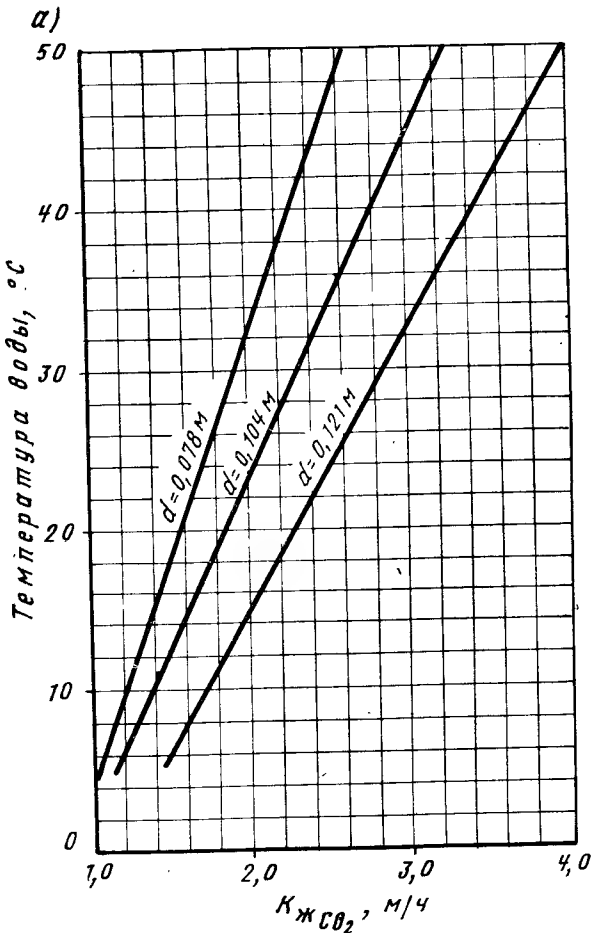
Необходимую поверхность насадки (колец) находят по формуле (19.7), значение $K_ж$ — по графику на рис. 19.4, а, $\Delta C_{ср}$ — по графику на рис. 19.5.

Помимо площади поверхности насадки, нужно учитывать площадь внутренней поверхности самого аппарата, которая составляет около 7,5% от площади поверхности насадки.

При подсчете напора, развиваемого вентилятором, сопротивление колец размером 25×25×3 мм при плотности орошения 60 м³/(м³·ч) и при удельной подаче воздуха 15 м³/м³ можно принимать 30 мм вод. ст. на 1 м высоты загрузки.

К дегазаторам, применяемым при обезжелезивании воды аэрацией, относятся пленочные дегазаторы с загрузкой кольцами Рашига или пластмассовыми кольцами, работающими в условиях противотока воды и воздуха, подаваемого вентилятором. При известной щелочности исходной воды концентрация свободной углекислоты в ней, соответствующая pH=7,0, может

быть найдена по номограмме (см. рис. 19.3). Зная исходное содержание свободной углекислоты в воде и определив по указанной номограмме концентрацию свободной углекислоты (pH=7,0), можно найти количество углекислоты, которое должно быть удалено из воды как разность концентраций начальной и оптимальной, соответствующей значению pH=7,0. Одновременно необходимо удалить дополнительно то количество свободной углекислоты, которое образуется при гидролизе бикарбоната, железа, так как наличие ее в воде может препятствовать повышению pH до требуемого предела. Согласно стехиометрическому расчету количество свободной углекислоты со-



ставляет 1,57 мг на 1 мг железа(II), содержащегося в исходной воде. Следовательно, суммарное расчетное количество свобод-

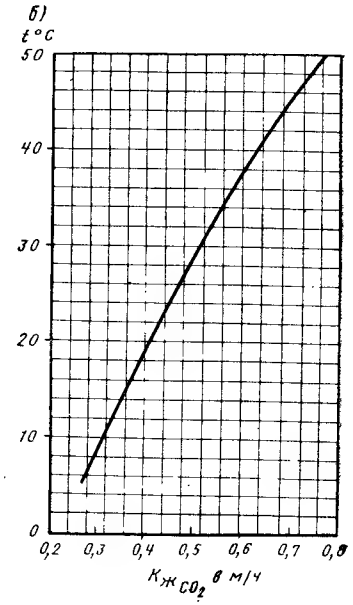


Рис. 19.4. Графики для нахождения $K_ж^{CO_2}$ в зависимости от t °С при плотности орошения насадки 40 м³/(м²·ч) (*а*) и 60 м³/(м²·ч) (*б*) для колец 25×25×3 мм

ной углекислоты, подлежащей удалению из воды, может быть определено по формуле:

$$C = 1{,}57C_{Fe} + (C_{нач} - C_{опт}),$$

где C — количество свободной углекислоты, которое должно быть удалено из воды, мг/л; C_{Fe} — количество железа(II) в обезжелезиваемой воде, мг/л; $C_{нач}$ — начальная концентрация свободной углекислоты в обезжелезиваемой воде, мг/л; $C_{опт}$ — содержание свободной углекислоты, соответствующее оптимальному значению pH=7,0 при данной щелочности воды (находится по номограмме рис. 19.3), мг/л.

Очевидно, что остаточное содержание свободной углекислоты после дегазатора будет:

$$C_{ост} = C_{вх} - C_{вых} = 1{,}57C_{Fe} + C_{нач} - 1{,}57C_{Fe} - C_{нач} + C_{опт}.$$

При этом вопрос о достаточном насыщении воды кислородом воздуха может не рассматриваться, так как при удалении из воды необходимого количества свободной углекислоты всегда обеспечивается ее насыщение кислородом, вполне достаточное для полного окисления железа(II).

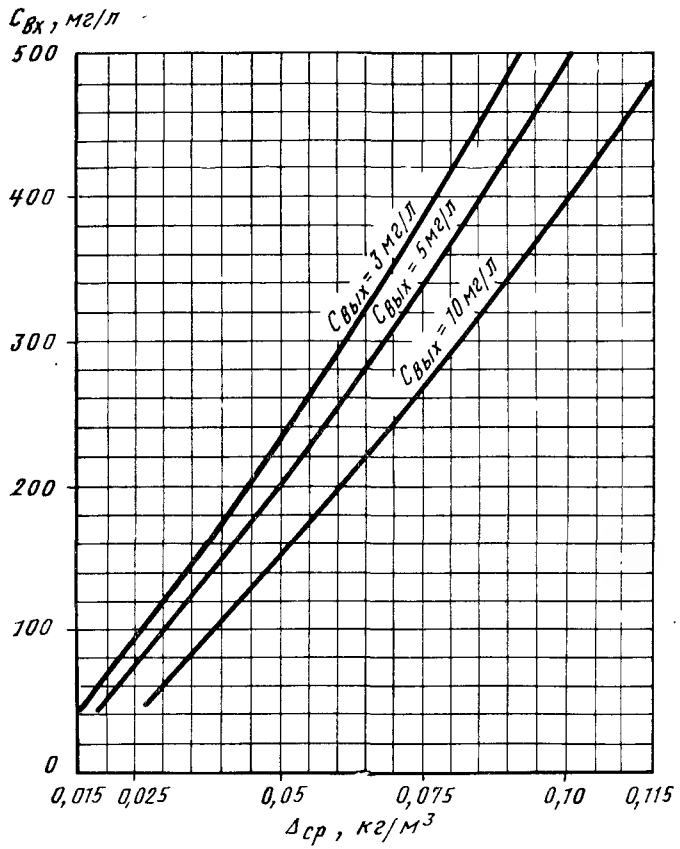


Рис. 19.5. Графики для нахождения $\Delta C_{ср}$ в зависимости от $C_{вх}$ и $C_{вых}$.

Площадь поперечного сечения дегазатора, работающего с принудительной подачей воздуха, определяется исходя из плотности орошения насадки 90 м³/(м²·ч) (для насадки из пластмассовых или керамических колец). Удельную подачу воздуха следует принимать равной 4 м³/м³.

Значение $\Delta C_{ср}$ при расчете дегазаторов, применяемых для обезжелезивания воды аэрацией, можно определять по формуле А. А. Кастальского:

$$\Delta C_{ср} = \frac{C_{вх} - C_{опт}}{2{,}3 \lg (C_{вх}/C_{опт})}; \qquad (19.7)$$

где $C_{вх}$ и $C_{опт}$ — в кг/м³; величина $K_ж$ находится по графикам рис. 19.6.

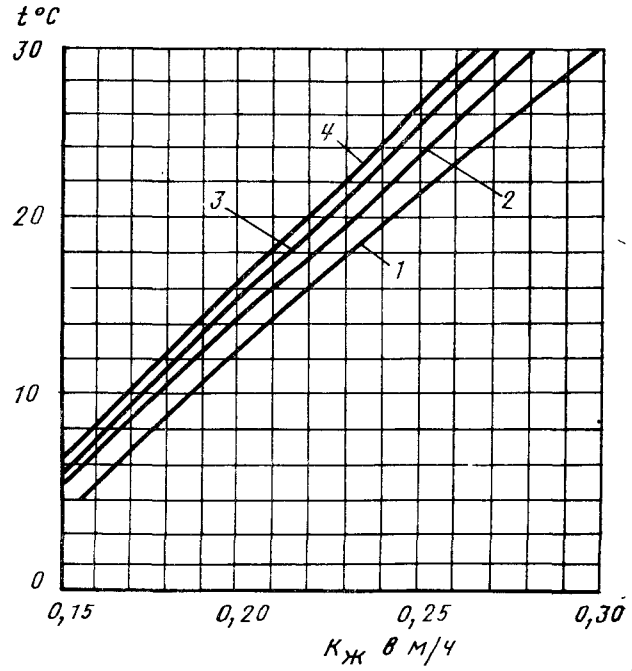


Рис. 19.6. Графики $K_ж = f(t)$ для различных насадок при плотности орошения 90 м³/(м²·ч)

1 — для колец Рашига размером 25×25×3 мм; *2* — для гравия средним размером 42 мм; *3* — для кокса средним размером 43 мм; *4* — для кокса среднм размером 41 мм

В гл. 1 указывалось, что сероводородные соединения, содержащиеся в воде, могут состоять из свободного сероводорода (H_2S), гидросульфидного иона (HS^-) и сульфидного иона (S^{2-}). При pH воды $\leqslant 5$ все сульфидные соединения в воде присутствуют в виде свободного сероводорода. Поэтому практически полное их удаление возможно лишь при предварительном подкислении исходной воды или в том случае, когда удаление сероводорода объединяется с удалением свободной углекислоты в цикле H—Na-катионитового умягчения или ионитового обессоливания воды. Без подкисления воды из нее можно удалить лишь то количество сульфидных соединений, которое присутствует в виде свободного сероводорода при данном значении pH воды. Это обеспечивает дезодорацию воды, но не устраняет ее коррозионные свойства.

Расчет дегазаторов для удаления из воды свободного сероводорода следует производить исходя из следующих данных. Площадь сечения дегазатора следует определять с учетом плотности орошения насадки (кольца размером 25×25×3 мм) 60 м³/(м²·ч). Удельная подача воздуха — 12 м³/м³. Значение $\Delta C_{ср}$ следует определять по формуле (19.7), а значение $K_ж$ — по формуле (19.8)

$$K_ж = \frac{760}{z} \frac{1}{(50,7 + 109,9/A^{0,324})}; \qquad (19.8)$$

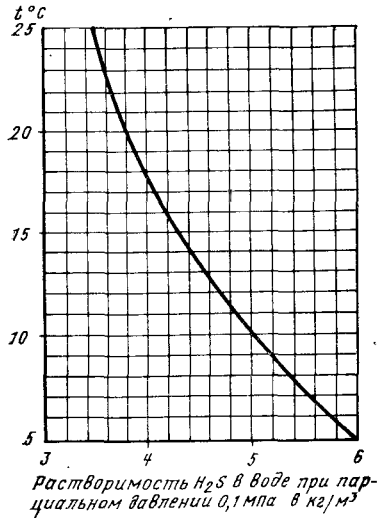


Рис. 19.7. Растворимость сероводорода в воде в зависимости от ее температуры при его парциальном давлении 0,1 МПа.

где A — площадь поперечного сечения дегазатора, м²; z — растворимость сероводорода в воде, кг/м³, при данной температуре и парциональном давлении сероводорода 0,1 МПа (по рис. 19.7). Значения A и $A^{0,324}$ приведены в табл. 19.3.

Формула (19.8) действительна при плотности орошения насадки 60 м³/(м²·ч), удельном расходе воздуха 12 м³/м³ и при насадке из колец Рашига размером 25×25×3 мм.

Исследованиями С. Н. Линевича установлено, что при использовании пенной дегазации и закрытой аэрации можно повысить эффект удаления сероводорода из воды на 20... ...25%.

На рис. 19.2, *б* приведена схема вакуумного дегазатора.

При дегазации воды барботированием воздуха через слой воды также создается большая поверхность соприкосновения жидкой и газообразной фаз; тем самым ускоряется выделение газа. Воздух подается компрессорами обычно через дырчатые трубы или пористые плиты. В зависимости от требуемой степени дегазации воды барботажные дегазаторы применяют одно- или двухсекционные с последовательным пропусканием воды.

Разновидностью барботажных дегазаторов являются дегазаторы пенного типа (рис. 19.2, в). Основным конструктивным

элементом аппаратов служит перфорированная пластина (решетка). Вода тонким слоем протекает вдоль решетки и под действием поперечного тока воздуха, подаваемого через ее отверстия, вспенивается. В пенном слое газы из воды десорбируются интенсивно. При удалении диоксида углерода (IV) и расходе воды около 100 м³/ч дегазаторы пенного типа наиболее экономичны. При использовании аппаратов этого типа степень десорбции целесообразно ограничить 96...97% с тем, чтобы количество полок не превышало четырех-пяти. При этом для подачи воздуха можно применять центробежные вентиляторы среднего давления.

Таблица 19.3

Производительность дегазатора, м³/ч	A, м²	$A^{0,324}$, м²	Производительность дегазатора, м³/ч	A, м²	$A^{0,324}$, м²
10	0,167	0,56	300	5,01	1,68
20	0,334	0,70	350	5,83	1,77
30	0,501	0,80	400	6,68	1,85
40	0,668	0,88	450	7,50	1,92
50	0,835	0,94	500	8,35	1,99
75	1,25	1,07	600	10,0	2,11
100	1,67	1,18	700	11,7	2,22
150	2,50	1,35	800	13,4	2,32
200	3,34	1,48	900	15,0	2,40
250	4,17	1,59	1000	16,7	2,49

Вакуумные дегазаторы выполняют стальными круглыми (в плане), с конусным днищем (рис. 19.2, б). Над конусным днищем располагается дырчатый лист (с отверстиями диаметром 15...20 мм) или решетка, которая является опорой для колец Рашига. Вода внутрь дегазатора подается устройством, обеспечивающим тонкое распыление и равномерное распределение ее по поверхности насадки. В качестве такого распределителя воды рекомендуется устройство, аналогичное распределителю соляного раствора в стандартных натрий-катионитовых фильтрах.

Для наблюдения за уровнем воды в дегазаторе устанавливают водомерное стекло. Парогазовая смесь отводится из дегазатора вакуумным устройством, в качестве которого могут быть использованы вакуум-насосы, паро- и водоструйные эжекторы.

Наиболее полная дегазация достигается разбрызгиванием *в вакууме с одновременным подогревом воды.* На рис. 19.8 изображена схема установки для дегазации в вакууме с подогревом и без подогрева воды.

Выбор типа дегазатора определяется производительностью установки, необходимой полнотой дегазации, начальной концентрацией удаляемого газа и другими условиями.

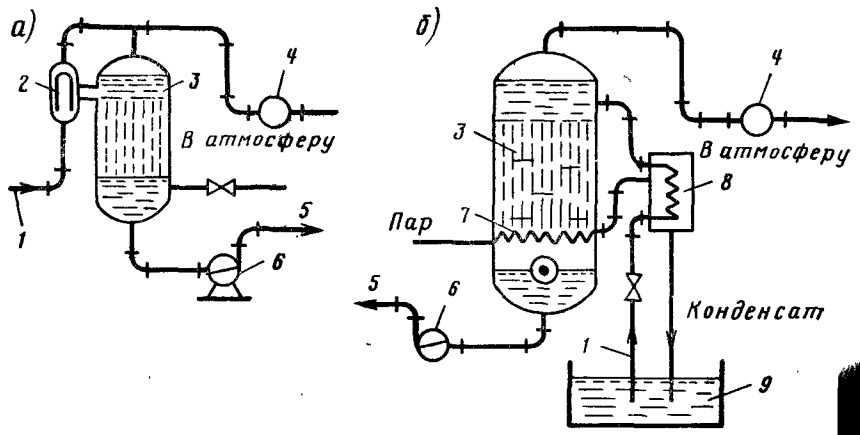


Рис. 19.8. Установки дегазации воды под вакуумом без подогрева (а) и с подогревом (б)

1, 5 — подача исходной и отвод дегазированной воды; 2 — воздухоотделитель; 3 — котел; 4 — вакуум-насос; 6 — насос; 7 — подача пара; 8 — теплообменник; 9 — сборный бак

Для глубокого или частичного удаления оксида углерода(IV) (независимо от его начальной концентрации и производительности установки) и свободного сероводорода применяют дегазаторы с насадкой из колец Рашига и противотоком воды и воздуха.

Для удаления оксида углерода(IV) при производительности установки до 150 м³/ч и начальном его содержании не более 150 мг/л используют дегазаторы с деревянной хордовой насадкой или дегазаторы пенного типа. При глубоком удалении оксида углерода(IV) и производительности до 20 м³/ч применяют барботажные дегазаторы.

В случае частичного удаления оксида углерода(IV) при производительности установки до 50 м³/ч используют струйно-пленочные (контактные) градирни, а для глубокого или частичного обескислороживания воды — вакуумные установки с насадкой из колец Рашига с подогревом или без него.

При проектировании дегазаторов должны быть определены: площадь поперечного сечения дегазатора; необходимый расход воздуха и поверхность насадки для достижения требуемой сте-

пени дегазации. Площадь поперечного сечения дегазаторов вычисляют по допускаемой плотности орошения насадки, т. е. по расходу воды, приходящемуся на 1 м² площади поперечного сечения дегазатора.

По А. А. Кастальскому, *допустимые плотности орошения насадок и удельные расходы воздуха составляют*: при глубоком удалении из воды оксида углерода(IV) — до 2...3 мг/л; на дегазаторах, загруженных кольцами Рашига (25×25×3 мм), — 60 м³/(м²·ч) и 15 м³/м³; на дегазаторах с деревянной насадкой — соответственно 40 м³/(м²·ч) и 20 м³/м³; при глубоком удалении из воды сероводорода на дегазаторах загруженных кольцами Рашига, — 40 м³/(м²·ч) и 20 м³/м³; при обескислороживании воды на вакуумных дегазаторах плотность орошения насадки равна 50 м³/(м²·ч).

Остаточное содержание оксида углерода(IV) после вентиляторной градирни при температуре 5...8 °С можно принимать 3...5 мг/л, после контактной градирни — 5...8 мг/л.

Полное обескислороживание воды может быть достигнуто методом, предложенным П. А. Акользиным. Сущность его заключается в том, что эжектор, подающий воду, из которой необходимо удалить кислород, подсасывает предварительно обескислороженный воздух. Под влиянием разности концентрации растворенный в воде кислород переходит из жидкой фазы в газообразную. Газ отделяется от воды в специальном десорбере и затем в сепараторе. Обескислороживание воздуха происходит в герметичном реакторе, загруженном древесным углем и омываемом топочными газами с температурой 500...800 °С. Однако применение этого метода ограничивается тем, что для обескислороживания воздуха, подсасываемого эжектором, необходимы топочные газы высокой температуры, т. е. наличие котельной. Кроме того, в дегазаторе не удается одновременно с обескислороживанием воды обеспечить необходимую степень удаления оксида углерода(IV).

Метод удаления сероводорода аэрированием представляет собой комбинирование аэрирования с биохимическим окислением сероводорода серобактериями. Аэратор содержит шлаковую загрузку. Интенсивность орошения при концентрации сероводорода 40...42 г/м³ составляет 3...4 м³/(м²·ч), расход воздуха — 20...30 м³/м³; конечная концентрация сероводорода — 0,3...0,4 мг/л. После аэрокисления требуется фильтрование.

Распространенным методом удаления из воды сероводорода является аэрирование (65...70%). Оптимальные условия аэрирования характеризуются определенным соотношением воздуха и воды, избыточное количество воздуха не увеличивает эффективности удаления из воды сероводорода. При аэрировании

удаляется сероводород, находящийся в молекулярной форме, и частично окисляется.

Полное удаление сероводорода аэрированием возможно лишь при подкислении воды до pH<5. В таких условиях высокая концентрация водородных ионов подавляет диссоциацию сероводорода, поэтому большая часть его будет находиться в молекулярной форме, которая легко удаляется аэрированием.

Высокая степень дегазации воды (до предела растворимости при данной температуре) достигается в вакуумно-эжекционном аппарате (см. рис. 17.4), предложенном И. Г. Комарчевым. В вакуумной камере аппарата при больших скоростях движения дегазируемой воды происходит ее мгновенное вскипание, сопровождаемое десорбцией растворенных газов.

Результаты внедрения вакуумно-эжекционного аппарата в технологии обезжелезивания и деманганации природных вод в технологии ионитового умягчения и обессоливания воды показали не только его высокую эффективность, но и целесообразность замены им вентиляторных градирен.

19.3. Химические методы дегазации воды

В основе химических методов удаления из воды растворенных газов лежит их химическое связывание, достигаемое введением реагентов или фильтрованием через специальные загрузки. Для удаления из воды кислорода применяют ее фильтрование через легко окисляющиеся вещества, например, через стальные стружки, и обработку сульфитом натрия или оксидом серы(IV).

При использовании стальных стружек их обезжиривают и загружают в специальный фильтр. Содержание марганца в них не должно превышать 0,3%.

В процессе фильтрования железо, окисляясь, связывает кислород

$$4Fe + 3O_2 = 2Fe_2O_3.$$

Оксид железа(III) и гидроксид железа(III), образовавшиеся в результате коррозии стружек, удаляют обратной промывкой. Продолжительность контакта воды со стружками зависит от температуры и уменьшается от 25 до 3 мин при увеличении температуры от 20 до 80 °С.

Чаще всего применяют обработку воды сульфитом натрия

$$2Na_2SO_3 + O_2 = 2Na_2SO_4,$$

или оксидом серы(IV)

$$SO_2 + H_2O = H_2SO_3.$$

Образующаяся сернистая кислота окисляется кислородом, содержащимся в воде, до серной кислоты:

$$2H_2SO_3 + O_2 = 2H_2SO_4.$$

В качестве катализатора применяют соли меди(II) или кобальта(II) в виде 0,01%-ного раствора. Для удаления 1 мг кислорода расходуется 4 мг оксида серы(IV) или 7,9 мг сульфита натрия. Кроме того, для удаления кислорода воду обрабатывают также гидразином N_2H_4.

Гидразин является сильным обескислороживающим реагентом:

$$O_2 + N_2H_4 \rightarrow N_2 + 2H_2O.$$

Эта реакция протекает значительно быстрее, чем реакция окисления сульфита натрия. Катализаторами в данном случае являются металлическая медь, стекло и активированный уголь. Реакция обескислороживания воды гидразином каталитически ускоряется материалом стенок котла.

Гидразин применяют для обработки воды, идущей на питание прямоточных котлов, поскольку он не увеличивает количества сухого остатка питательной воды и не образует вредных летучих продуктов разложения. Недостатком метода обескислороживания воды гидразином является его высокая стоимость.

Процесс связывания кислорода восстановителями идет быстро при температуре 95 ... 100°С и заканчивается за 1 ... 2 мин, даже при минимальном против стехиометрического избытке (5%) восстановителя.

Необходимую дозу сульфата натрия или оксида серы(IV), мг/л, рассчитывают по формуле

$$Д = 1{,}1\beta\,[O_2],$$

где $[O_2]$ — концентрация растворенного кислорода в воде, мг/л; β — теоретический расход реагента на связывание 1 мг растворенного кислорода, мг.

Удаление растворенного кислорода без подогрева воды может быть достигнуто фильтрованием ее через электронно-обменные (ЭО) и электронно-ионообменные смолы (продукты конденсации пирогаллола, гидрохинона или пирокатехина с фенолом и формальдегидом). Восстановительная способность отечественных электрообменников следующая: ЭО-6 — 450; ЭО-7 — 600 ... 800; ЭО-8 — 5000 г-экв/м³. При использовании ЭО смол для обескислороживания воды высота слоя смолы в фильтре принимается равной 2 м, скорость фильтрования —

20 м/ч. Регенерируются фильтры 1...2%-ным раствором сульфита или тиосульфита натрия.

Электронно-обменные смолы представляют собой катиониты или аниониты с веденными в них железом или медью. Выпускаемая промышленностью электронно-ионообменная смола ЭИ-12 имеет обменную способность по кальцию 500 г-экв/м³ и поглотительную способность по кислороду 45 кг O_2/м³. Регенерируется смола ЭИ-12 так же, как и смолы ЭО.

На рис. 19.9 показана схема удаления кислорода ионообменником, заряженным палладием, с использованием водорода в качестве катализатора. Остаточное содержание кислорода 20... ...30 мкг/л при исходном 9,0 мг/л.

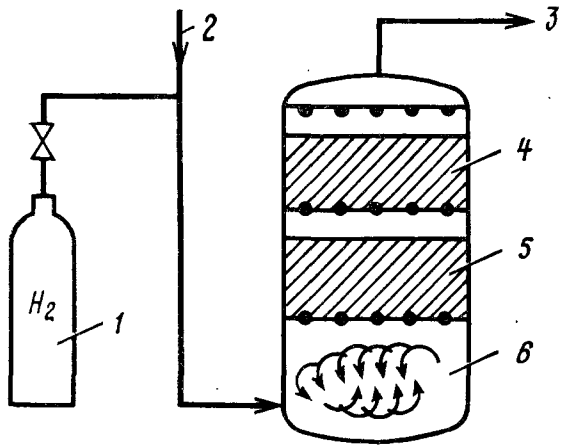


Рис. 19.9. Установка обескислороживания воды с помощью ионообменника с палладием. *1* — баллон с водородом; *2*, *3* — ввод исходной и отвод обескислороженной воды; *4* — ионообменник заряженный палладием; *5* — слой инертной смолы; *6* — камера смешения

Эффективное обескислороживание воды может быть достигнуто в электролизерах с растворимыми железными или алюминиевыми электродами. Обескислороживание происходит за счет катодной и анодной деполяризации, а также химического окисления железа или алюминия растворенным в воде кислородом.

Для удаления из воды сероводорода химическими методами его окисляют кислородом воздуха или хлором, кроме того, может быть использовано взаимодействие сероводорода с гидроксидом железа(III). Для более полного удаления сероводорода кислородом воздуха при аэрации воду подкисляют серной или соляной кислотой до pH=5,5.

Дозу кислоты, мг/л, для снижения pH определяют по формуле

$$Д_к = \frac{100 e_1 Щ}{C},$$

где Щ — щелочность исходной воды, мг-экв/л; e_i — эквивалентная масса кислоты; C — концентрация серной или соляной кислоты в техническом продукте, %.

Очищенную воду необходимо стабилизировать подщелачиванием для устранения коррозионных свойств.

Сероводород окисляют хлором до свободной серы или до серной кислоты (в зависимости от дозы хлора). Малые дозы хлора (2,1 мг на 1 мг свободного сероводорода) окисляют сероводород до коллоидной серы:

$$H_2S + Cl_2 = 2HCl + S\downarrow,$$

которую затем необходимо удалять. В этом заключается недостаток метода. Большие дозы хлора (8,4 мг/мг) окисляют сероводород до серной кислоты:

$$H_2S + 4Cl_2 + 4H_2O = H_2SO_4 + 8HCl.$$

Реакция протекает довольно медленно и имеет практическое значение лишь при окислении небольших количеств сероводорода. Ее используют для удаления остаточного сероводорода, например, после аэрирования.

Д. П. Козырев предложил метод удаления сероводорода гидроксидом железа(III) с последующей регенерацией образующегося сульфида железа(II). В основу этого способа положены реакции:

в щелочной среде

$$2Fe(OH)_3 + 3H_2S = Fe_2S_3 + 6H_2O,$$

в нейтральной среде

$$2Fe(OH)_3 + 3H_2S = 2FeS + S\downarrow + 6H_2O.$$

Практика показала, что свободный сероводород удаляется этим методом довольно полно: вода теряет запах сероводорода, и коррозионные свойства. Обработанная вода после 2... ...3 ч отстаивания считается пригодной для технических нужд. Воду для питьевых и хозяйственно-бытовых нужд после предварительной обработки известью (около 60 мг/л в пересчете на CaO) необходимо отфильтровать.

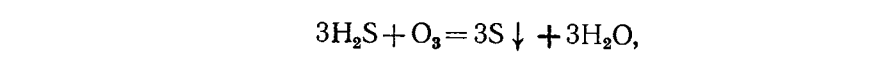
Этот метод не новый, в нем оригинально лишь получение гидроксида железа(III) электрическим растворением металлического железа и чугуна и регенерация сульфида железа(II), которая происходит при наличии кислорода и воды по уравнениям:

$$2Fe_2S_3 + 6H_2O + 3O_2 = 4Fe(OH)_3 + 6S\downarrow.$$

$$4FeS + 6H_2O + 3O_2 = 4Fe(OH)_3 + 4S\downarrow.$$

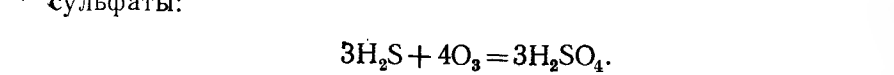
Естественная регенерация протекает медленно. Для ускорения процесса прибегают к искусственной регенерации, которая достигается аэрированием или обработкой веществами, быстро переводящими сернистые соединения в гидроксиды (серная или соляная кислота).

Для окисления сульфидных соединений применяют также перманганат калия:



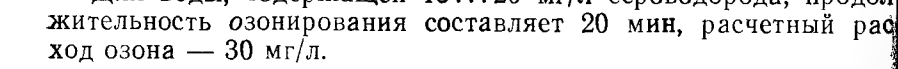
$$4KMnO_4 + 3H_2S \rightarrow 2H_2SO_4 + 3MnO + MnO_2\downarrow + S\downarrow + 3H_2O.$$

С. Н. Линевичем предложен *метод удаления сероводорода из воды озонированием*. При расходе озона 0,5 мг на 1 мг удаляемого сероводорода образуется коллоидная сера:



$$3H_2S + O_3 = 3S\downarrow + 3H_2O,$$

при расходе озона 1,87 мг на 1 мг сероводорода образуются сульфаты:



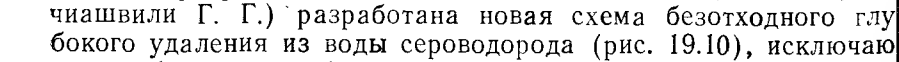
$$3H_2S + 4O_3 = 3H_2SO_4.$$

Для воды, содержащей 15...20 мг/л сероводорода, продолжительность озонирования составляет 20 мин, расчетный расход озона — 30 мг/л.

Сероводород окисляется оксидом хлора(IV). Оптимальными условиями окисления сульфидов до сульфатов являются: доза ClO_2 3,5 мг на 1 мг S^{2-}; pH=10...11, продолжительность контакта 10 мин.

На кафедре «Водоснабжение» МГСУ (Николадзе Г. И., Кочиашвили Г. Г.) разработана новая схема безотходного глубокого удаления из воды сероводорода (рис. 19.10), исключающая выброс в атмосферу удаляемого газа, повышая тем самым решение вопроса надежности охраны окружающей среды. *Удаление сероводорода из подземных вод фильтрованием через модифицированную загрузку* заключается в адсорбции ионов сероводородных соединений на зернах фильтрующей загрузки. Модификация песчаной загрузки состоит в том, что ее последовательно обрабатывают водными растворами железного купороса и перманганата калия или сульфата натрия и перманганата калия, в результате чего на поверхности зерен кварцевого песка при pH среды 6...9 образуется пленка, в составе которой гидроксид железа и диоксид марганца.

Модификация песчаной загрузки описывается следующим уравнением:



$$3FeSO_4 + KMnO_4 + 2H_2O = Fe(OH)_3 + MnO_2 + Fe_2(SO_4)_3 + KOH.$$

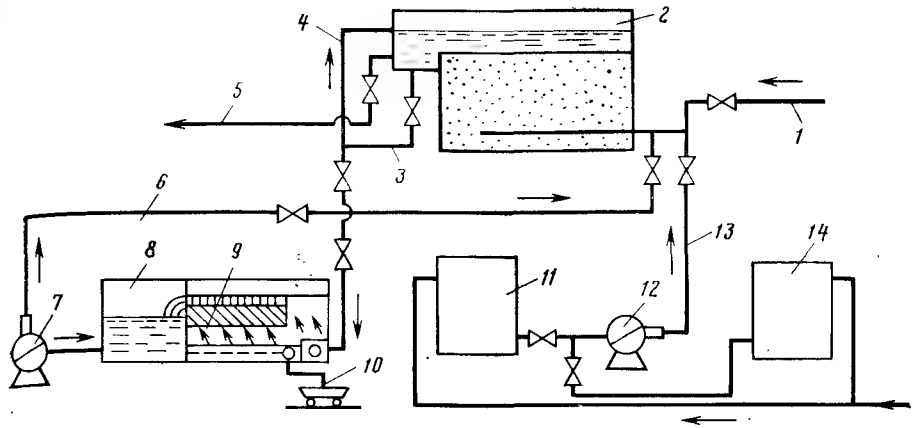
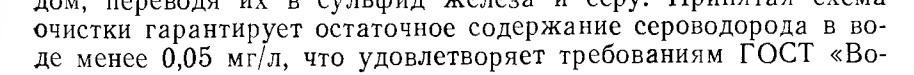


Рис. 19.10. Технологическая схема глубокого удаления из воды сероводорода фильтрованием через модифицированную загрузку.

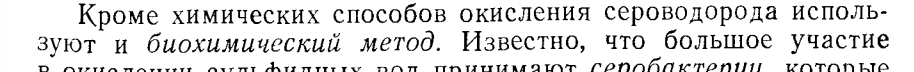
1 и *5* — подача исходной и отвод очищенной воды; *2* — контактный осветлитель; *3* — сброс растворов после модификации загрузки; *4* — перелив; *6* — подача промывной воды от насоса *7*; *8* — резервуар промывной воды с тонкослойными модулями *9*; *10* — утилизация осадка; *11* и *14* — бак для приготовления раствора $KMnO_4$ и $FeSO_4$; *12* — насос-дозатор для подачи модифицирующих растворов по реагентопроводу *13*

В основе процесса удаления сероводорода с помощью фильтрования через модифицированную загрузку лежит явление хемосорбции. При этом гидроксид железа и диоксид марганца вступают во взаимодействие с сероводородом и гидросульфидом, переводя их в сульфид железа и серу. Принятая схема очистки гарантирует остаточное содержание сероводорода в воде менее 0,05 мг/л, что удовлетворяет требованиям ГОСТ «Вода питьевая».

Кроме химических способов окисления сероводорода используют и *биохимический метод*. Известно, что большое участие в окислении сульфидных вод принимают *серобактерии*, которые встречаются в серных источниках, стоячих водах и вообще широко распространены в природе. Для массового развития серобактерий необходимы сероводород и кислород. По данным Г. Ю. Асса, серобактерии окисляют сероводород до серы, которая, в свою очередь, окисляется в серную кислоту:



$$2H_2S + O_2 = 2H_2O + 2S\downarrow + 529{,}2 \text{ Дж};$$



$$2S + 3O_2 + 2H_2O = 2H_2SO_4 + 1234{,}8 \text{ Дж}.$$

Для интенсивной деятельности серобактерий необходимо обеспечить нейтрализацию образующейся H_2SO_4. Это условие

выполнимо в том случае, если вода содержит достаточное количество карбонатов. Описанные выше явления легли в основу используемого на практике биохимического метода удаления сероводорода (рис. 19.11).

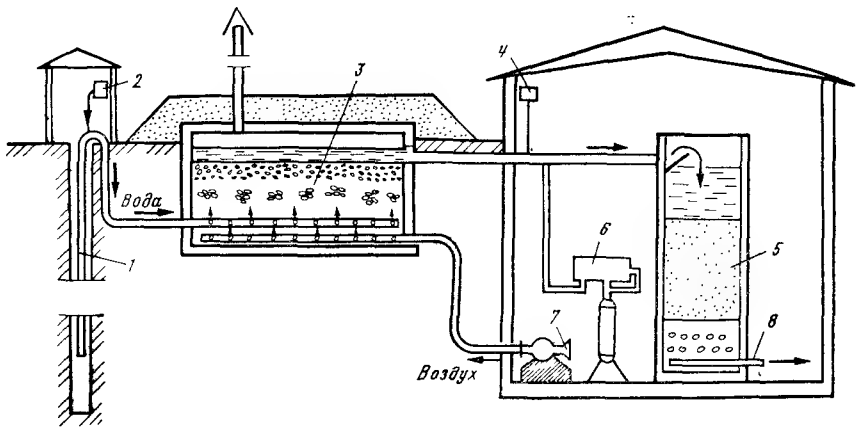


Рис. 19.11. Установка биохимического извлечения сероводорода из воды.

1 — трубчатый колодец с погружным насосом; *8* — отвод обработанной воды; *2* — дозатор биогенных (азотных, фосфорных) соединений; *3* — реактор биохимического окисления; *7* — воздуходувка; *6* — хлоратор; *4* — дозатор сульфата алюминия; *5* — скорый фильтр.

Технология взрывобезопасного удаления метана и его гомологов из подземных вод, исключающая выброс в атмосферу удаляемых из воды газов, позволяющая утилизировать их и сохранять в чистоте окружающую среду, разработана на кафедре «Водоснабжение» МГСУ (Г. И. Николадзе, А. С. Сайфуллаев). Вакуум в дегазаторе создают с помощью эжектора, а для продувки воды используют азот или углекислоту (рис. 19.12).

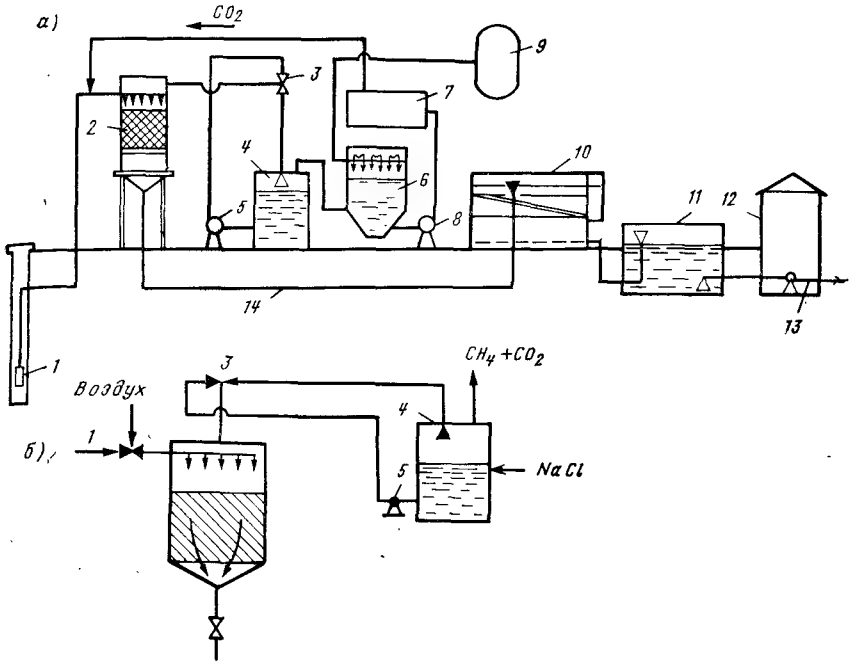


Рис. 19.12. Технологическая схема удаления метана из подземных вод вакуумным способом с предварительным насыщением исходной воды воздухом *(б)* или инертным газом *(а)*:

1 — подача исходной воды из скважины, *2* — вакуумный дегазатор, *3* — эжектор, *4* — промежуточная емкость с высокоминерализованной водой, *5* — циркуляционный насос, *6* — бак для раствора извести, *7* — электропечь, *8* — насос для перекачки пульпы $CaCO_3$, *9* — газгольдер для метана, *10* — ступень дальнейшей обработки воды, *11* — РЧВ, *12* — насосная станция II подъема, *13* — отвод воды потребителю, *14* — отвод дегазированной воды

20. УМЯГЧЕНИЕ ВОДЫ

20.1. Теоретические основы умягчения воды, классификация методов

Под умягчением воды подразумевается процесс удаления из нее катионов жесткости, т. е. кальция и магния. В соответствии с ГОСТ 2874—82 «Вода питьевая» жесткость воды не должна превышать 7 мг-экв/л. Отдельные виды производств к технологической воде предъявляют требования глубокого ее умягчения, т. е. до 0,05 ... 0,01 мг-экв/л. Обычно используемые водоисточники имеют жесткость, отвечающую нормам хозяйственно-питьевых вод, и в умягчении не нуждаются. Умягчение воды производят в основном при ее подготовке для технических целей. Так, жесткость воды для питания барабанных котлов не должна превышать 0,005 мг-экв/л. *Умягчение воды осуществляют методами: термическим, основанным на нагревании воды, ее дистилляции или вымораживании; реагентными, при которых находящиеся в воде ионы Ca(II) и Mg(II) связывают различными реагентами в практически нерастворимые соединения; ионного обмена, основанного на фильтровании умягчаемой воды через специальные материалы, обменивающие входящие в их состав ионы Na(I) или H(I) на ионы Ca (II) и Mg(II), содержащиеся в воде; диализа; комбинированным, представляющим собой различные сочетания перечисленных методов.*

Выбор метода умягчения воды определяется ее качеством, необходимой глубиной умягчения и технико-экономическими соображениями. В соответствии с рекомендациями СНиПа *при умягчении подземных вод следует применять ионообменные методы; при умягчении поверхностных вод, когда одновременно требуется и осветление воды, — известковый или известково-содовый метод, а при глубоком умягчении воды — последующее катионирование.* Основные характеристики и условия применения методов умягчения воды приведены в табл. 20.1.

Для получения воды для хозяйственно-питьевых нужд обычно умягчают лишь ее некоторую часть с последующим смешением с исходной водой, при этом количество умягчаемой воды $Q_у$ определяют по формуле

$$Q_у = \frac{Ж_{о.и.} - Ж_{о.с.}}{Ж_{о.и.} - Ж_{о.у.}}, \qquad (20.1)$$

где $Ж_{о.и.}$ — общая жесткость исходной воды, мг-экв/л; $Ж_{о.с.}$ —

Таблица 20.1

Показатель	Методы умягчения воды			
	термический	реагентный	ионообменный	диализ
Характеристика процесса	Воду нагревают до температуры выше 100°С, при этом удаляется карбонатная и некарбонатная жесткости (в виде карбоната кальция, гидроксида магния и гипса)	В воду добавляют известь, устраняющую карбонатную и магниевую жесткость, а также соду, устраняющую некарбонатную жесткость	Умягчаемая вода пропускается через катионитовые фильтры	Исходная вода фильтруется через полупроницаемую мембрану
Назначение метода	Устранение карбонатной жесткости из воды, употребляемой для питания котлов низкого и среднего давления	Неглубокое умягчение при одновременном осветлении воды от взвешенных веществ	Глубокое умягчение воды, содержащей незначительное количество взвешенных веществ	Глубокое умягчение воды
Расход воды на собственные нужды	—	Не более 10%	До 30% и более пропорционально жесткости исходной воды	10
Условия эффективного применения: мутность исходной воды, мг/л	До 50	До 500	Не более 8	До 2,0
Жесткость воды, мг-экв/л	Карбонатная жесткость с преобладанием $Ca(HCO_3)_2$, некарбонатная жесткость в виде гипса	5 ... 30	Не выше 15	До 10,0
Остаточная жесткость воды, мг-экв/л	Карбонатная жесткость до 0,035, $CaSO_4$ до 0,70	До 0,70	0,03 ... 0,05 при одноступенчатом и до 0,01 при двухступенчатом катионировании	0,01 и ниже
Температура воды, °С	До 270	До 90	До 30 (глауконит), до 60 (сульфоугли)	До 60

общая жесткость воды, поступающей в сеть, мг-экв/л; $Ж_{о.у.}$ — жесткость умягченной воды, мг-экв/л.

20.2. Термический метод умягчения воды

Термический метод умягчения воды целесообразно применять при использовании карбонатных вод, идущих на питание котлов низкого давления, а также в сочетании с реагентными методами умягчения воды. Он основан на смещении углекислотного равновесия при ее нагревании в сторону образования карбоната кальция, что описывается реакцией

$$Ca(HCO_3)_2 \rightarrow CaCO_3\downarrow + CO_2\uparrow + H_2O.$$

Равновесие смещается за счет понижения растворимости оксида углерода (IV), вызываемого повышением температуры и давления. Кипячением можно полностью удалить оксид углерода (IV) и тем самым значительно снизить карбонатную кальциевую жесткость. Однако, полностью устранить указанную жесткость не удается, поскольку карбонат кальция хотя и незначительно (13 мг/л при температуре 18° С), но все же растворим в воде.

При наличии в воде гидрокарбоната магния процесс его осаждения происходит следующим образом: вначале образуется сравнительно хорошо растворимый (110 мг/л при температуре 18° С) карбонат магния

$$Mg(HCO_3) \rightarrow MgCO_3 + CO_2\uparrow + H_2O,$$

который при продолжительном кипячении гидролизуется, в результате чего выпадает осадок малорастворимого (8,4 мг/л) гидроксида магния

$$MgCO_3 + H_2O \rightarrow Mg(OH)_2 + CO_2\uparrow.$$

Следовательно, при кипячении воды жесткость, обусловливаемая гидрокарбонатами кальция и магния, снижается. При кипячении воды снижается также жесткость, определяемая сульфатом кальция, растворимость которого падает до 0,65 г/л.

На рис. 20.1 показан термоумягчитель конструкции Копьева, отличающийся относительной простотой устройства и надежностью работы. Предварительно подогретая в аппарате обрабатываемая вода поступает через эжектор на розетку пленочного подогревателя и разбрызгивается над вертикально размещенными трубами, и по ним стекает вниз навстречу горячему пару. Затем совместно с продувочной водой от котлов она по цент-

рально подающей трубе через дырчатое днище поступает в осветлитель со взвешенным осадком. Выделяющиеся при этом из воды углекислота и кислород вместе с избытком пара сбрасываются в атмосферу. Образующиеся в процессе нагревания воды соли кальция и магния задерживаются во взвешенном слое. Пройдя через взвешенный слой, умягченная вода поступает в сборник и отводится за пределы аппарата.

Время пребывания воды в термоумягчителе составляет 30 ... 45 мин, скорость ее восходящего движения во взвешенном слое 7 ... 10 м/ч, а в отверстиях ложного дна 0,1 ... 0,25 м/с.

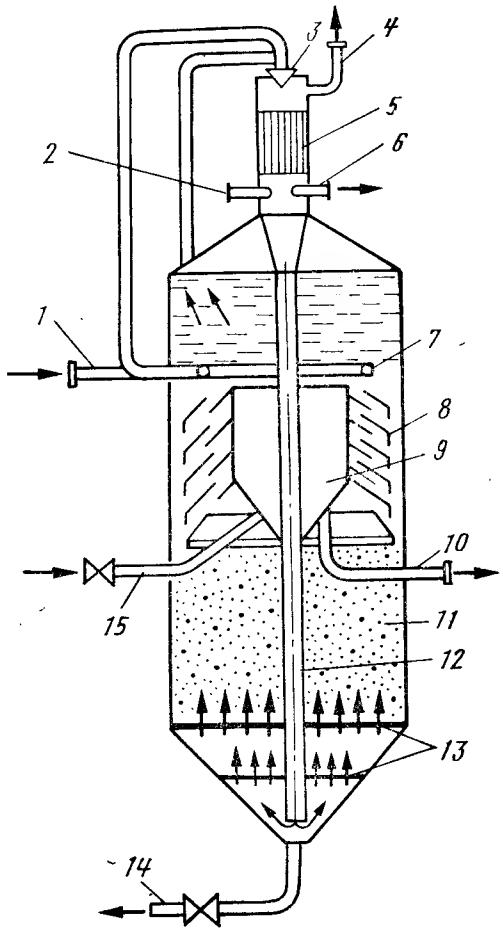


Рис. 20.1. Термоумягчитель конструкции Копьева.

15 — сброс дренажной воды; *12* — центральная подающая труба; *13* — ложные перфорированные днища; *11* — взвешенный слой; *14* — сброс шлама; *9* — сборник умягченной воды; *1*, *10* — подача исходной и отвод умягченной воды; *2* — продувка котлов; *3* — эжектор; *4* — выпар; *5* — пленочный подогреватель; *6* — сброс пара; *7* — кольцевой перфорированный трубопровод отвода воды к эжектору; *8* — наклонные сепарирующие перегородки

20.3. Реагентные методы умягчения воды

Умягчение воды реагентными методами основано на обработке ее реагентами, образующими с кальцием и магнием малорастворимые соединения: $Mg(OH)_2$, $CaCO_3$, $Ca_3(PO_4)_2$, $Mg_3(PO_4)_2$ и другие с последующим их отделением в осветлителях, тонкослойных отстойниках и осветлительных фильтрах. В качестве реагентов используют известь, кальцинированную соду, гидроксиды натрия и бария и другие вещества.

Умягчение воды известкованием применяют при ее высокой карбонатной и низкой некарботаной жесткости, а также в случае, когда не требуется удалять из воды соли некарбонатной жесткости. В качестве реагента используют известь, которую вводят в виде раствора или суспензии (молока) в предварительно подогретую обрабатываемую воду. Растворяясь, известь обогащает воду ионами OH^- и Ca^{2+}, что приводит к связыванию растворенного в воде свободного оксида углерода (IV) с образованием карбонатных ионов и переходу гидрокарбонатных ионов в карбонатные:

$$CO_2 + 2OH^- \rightarrow CO_3^{2-} + H_2O,$$

$$HCO_3^- + OH^- \rightarrow CO_3^{2-} + H_2O.$$

Повышение в обрабатываемой воде концентрации ионов CO_3^{2-} и присутствие в ней ионов Ca^{2+} с учетом введенных с известью приводит к повышению произведения растворимости и осаждению малорастворимого карбоната кальция:

$$Ca^{2+} + CO_3^{2-} \rightarrow CaCO_3 \downarrow .$$

При избытке извести в осадок выпадает и гидроксид магния:

$$Mg^{2+} + 2OH^- \rightarrow Mg(OH)_2 \downarrow .$$

Для ускорения удаления дисперсных и коллоидных примесей и снижения щелочности воды одновременно с известкованием применяют коагуляцию этих примесей сульфатом железа (II) т. е. $FeSO_4 \times 7\,H_2O$. Остаточная жесткость умягченной воды при декарбонизации может быть получена на 0,4 ... 0,8 мг-экв/л больше некарбонатной жесткости, а щелочность 0,8 ... 1,2 мг-экв/л.

Доза извести $Д_и$ определяется соотношением концентраций в воде ионов кальция и карбонатной жесткости:

а) при соотношении $[Ca^{2+}]/20 < Ж_к$,

$$Д_и = 28\left(\frac{[CO_2]}{22} + 2Ж_к - \frac{[Ca^{2+}]}{20} + \frac{Д_к}{e_к} + 0{,}5\right), \qquad (20.2)$$

б) при соотношении $[Ca^{2+}]/20 > Ж_к$

$$Д_и = 28\left(\frac{[CO_2]}{22} + Ж_к + \frac{Д_к}{e_к} + 0{,}3\right), \qquad (20.3)$$

где $[CO_2]$ — концентрация в воде свободного оксида углерода (IV), мг/л; $[Ca^{2+}]$ — концентрация ионов кальция, мг/л; $Ж_к$ — карбонатная жесткость воды, мг-экв/л; $Д_к$ — доза коагулянта ($FeSO_4$ или $FeCl_3$ в пересчете на безводные продукты), мг/л; $e_к$ — эквивалентная масса активного вещества коагулянта, мг/мг-экв (для $FeSO_4$ $e_к = 76$, для $FeCl_3$ $e_к = 54$); 0,5 и 0,3 — избыток извести для обеспечения большей полноты реакции, мг-экв/л.

Выражение $Д_к/e_к$ берут со знаком минус, если коагулянт вводится раньше извести, и со знаком плюс, если совместно или после.

При отсутствии экспериментальных данных дозу коагулянта находят из выражения

$$Д_к = 3\,(C)^{1/3}, \qquad (20.4)$$

где C — количество взвеси, образующейся при умягчении воды (в пересчете на сухое вещество), мг/л.

В свою очередь, C определяют, используя зависимость

$$C = M_и + 50\left(\frac{[CO_2]}{22} + 2Ж_к\right) + 29\,\frac{[Mg^{2+}]}{12} + Д_и\left(\frac{100 - m}{100}\right); \qquad (20.5)$$

где $M_и$ — содержание взвешенных веществ в исходной воде, мг/л; m — содержание CaO в товарной извести, %.

Известково-содовый метод умягчения воды описывается следующими основными реакциями:

$$\frac{CO_2}{Ca(HCO_3)_2} + Ca(OH)_2 = \frac{CaCO_3 \downarrow}{2CaCO_3 \downarrow} + \frac{H_2O}{2H_2O},$$

$$\frac{Mg(HCO_3)_2}{MgCO_3} + Ca(OH)_2 = CaCO_3 \downarrow + \frac{MgCO_3}{Mg(OH)_2} \downarrow + \frac{H_2O}{1},$$

$$\frac{CaCl_2}{CaSO_4} + Na_2CO_3 = CaCO_3 \downarrow + \frac{2NaCl}{Na_2SO_4}.$$

По этому методу остаточная жесткость может быть доведена до 0,5 ... 1, а щелочность с 7 до 0,8 ... 1,2 мг-экв/л.

Дозы извести $Д_и$ и соды $Д_с$ (в пересчете на Na_2CO_3), мг/л, определяют по формулам

$$Д_и = 28\left(\frac{[CO_2]}{22} + Ж_к + \frac{[Mg^{2+}]}{12} + \frac{Д_к}{e_к} + 0{,}5\right); \qquad (20.6)$$

$$Д_с = 53\left(Ж_{н.к.} + \frac{Д_к}{e_к} + 1\right); \qquad (20.7)$$

где $[Mg^{2+}]$ — содержание в воде магния, мг/л; $Ж_{н.к.}$ — некарбонатная жесткость воды, мг-экв/л.

При известково-содовом методе умягчения воды образующиеся карбонат кальция и гидроксид магния могут пересыщать растворы и долго оставаться в коллоидно-дисперсном состоянии. Их переход в грубодисперсный шлам длителен, особенно при низких температурах и наличии в воде органических примесей, которые действуют как защитные коллоиды. При большом их количестве жесткость воды при реагентном умягчении воды может снижаться всего на 15 ... 20%. В подобных случаях перед умягчением или в процессе его из воды удаляют органические примеси окислителями и коагулянтами. *При известково-содовом методе часто процесс проводят в две стадии. Первоначально из воды удаляют органические примеси и значительную часть карбонатной жесткости,* используя соли алюминия или железа с известью, проводя процесс при оптимальных условиях коагуляции. *После этого вводят соду и остальную часть извести и доумягчают воду.* При удалении органических примесей одновременно с умягчением воды в качестве коагулянтов применяют только соли железа, поскольку при высоком значении pH воды, необходимом для удаления магниевой жесткости, соли алюминия не образуют сорбционно-активного гидроксида. Дозу коагулянта при отсутствии экспериментальных данных рассчитывают по формуле (20.4). Количество извести определяют по формуле

$$C = М_и + 50\left(Ж_о + Ж_к + \frac{[CO_2]}{22} + 0{,}5\right) + 29\frac{[Mg^{2+}]}{12} + Д_и\frac{100 - m}{100} \qquad (20.8)$$

где $Ж_о$ — общая жесткость воды, мг-экв/л.

Более глубокое умягчение воды может быть достигнуто ее подогревом, добавлением избытка реагента-осадителя и созданием контакта умягчаемой воды с ранее образовавшимися осадками. При подогреве воды уменьшается растворимость $CaCO_3$ и $Mg(OH)_2$ и более полно протекают реакции умягчения.

Из графика (рис. 20.2, а) видно, что остаточная жесткость, близкая к теоретически возможной, может быть получена только при значительном подогреве воды. Значительный эффект умягчения наблюдается при 35 ... 40° С, дальнейший подогрев менее эффективен. Глубокое умягчение ведут при температуре выше 100° С.

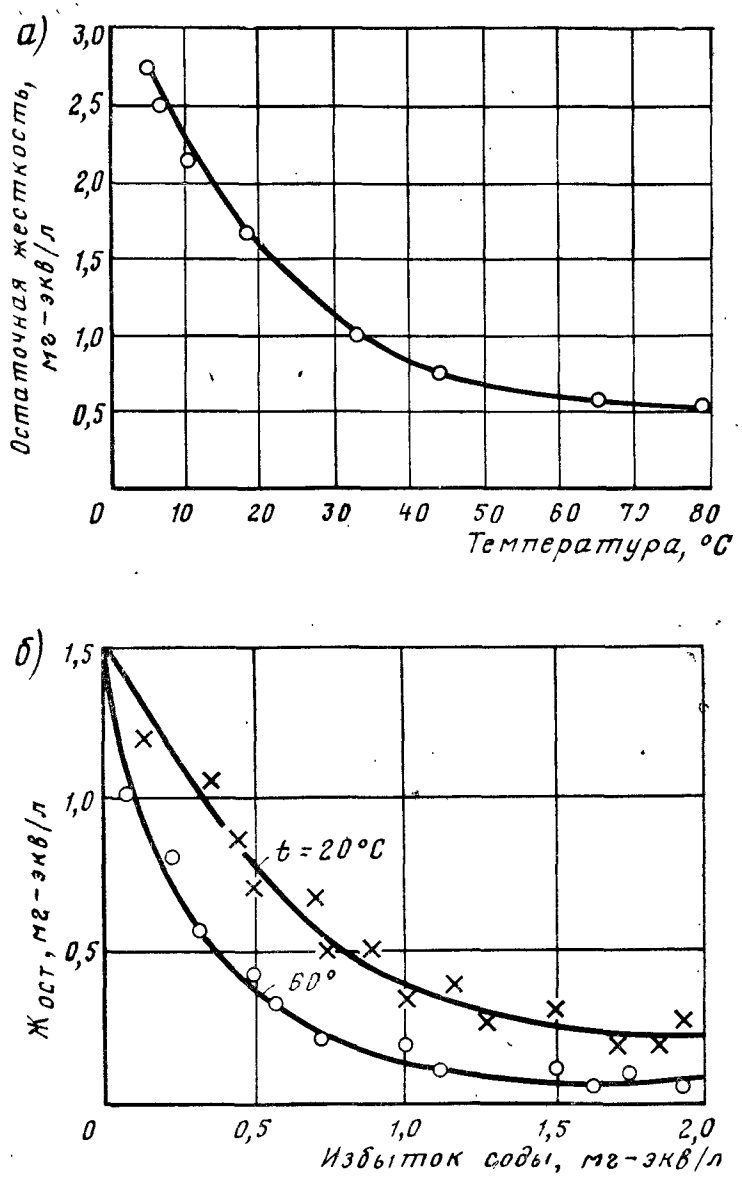


Рис. 20.2. Влияние температуры (*а*) и дозы извести (*б*) на глубиину умягчения воды известково-содовым и известковым методом

Большой избыток реагента-осадителя при декарбонизации добавлять не рекомендуется, так как возрастает остаточная жесткость из-за непрореагировавшей извести или при наличии в воде магниевой некарбонатной жесткости вследствие ее перехода в кальциевую жесткость:

$$MgSO_4 + Ca(OH)_2 = Mg(OH)_2\downarrow + CaSO_4\downarrow.$$

Поэтому рекомендуется принимать избыток извести не более 0,5 мг-экв/л. Зависимость остаточной жесткости воды от дозы извести приведена на рис. 20.2, б.

При известково-содовом методе также не рекомендуется применять большие избытки извести, однако, в данном случае они не вызывают увеличения остаточной жесткости, поскольку снимаются содой

$$Ca(OH)_2 + Na_2CO_3 = CaCO_3\downarrow + 2NaOH,$$

но избыток извести приводит к нерациональному перерасходованию соды, повышению стоимости умягчения воды и увеличению гидратной щелочности. Поэтому избыток соды принимают около 1 мг-экв/л. Жесткость воды в результате контакта с ранее выпавшим осадком понижается на 0,3 ... 0,5 мг-экв/л по сравнению с процессом без контакта с осадком.

Контроль процесса умягчения воды следует осуществлять коррекцией pH умягченной воды. Когда это невозможно, его контролируют по значению гидратной щелочности, которую при декарбонизации поддерживают в пределах 0,1 ... 0,2 мг-экв/л, а при известково-содовом умягчении — 0,3 ... 0,5 мг-экв/л.

При содово-натриевом методе умягчения воды ее обрабатывают содой и гидроксидом натрия:

$$\frac{CaSO_4}{CaCl_2} + Na_2CO_3 = \frac{Na_2SO_4}{2NaCl} + CaCO_3\downarrow,$$

$$\frac{MgSO_4}{MgCl_2} + 2NaOH = \frac{Na_2SO_4}{2NaCl} + Mg(OH)_2\downarrow,$$

$$\frac{Ca(HCO_3)_2}{Mg(HCO_3)_2} + 2NaOH = \frac{CaCO_3\downarrow}{Mg(OH)_2\downarrow} +$$

$$+ Na_2CO_3 + \frac{2H_2O}{H_2O} + \frac{1}{CO_2}\uparrow,$$

$$CO_2 + NaOH = Na_2CO_3 + H_2O.$$

Ввиду того, что сода образуется при реакции гидроксида натрия с гидрокарбонатом, необходимая для добавки в воду доза ее значительно уменьшается. При высокой концентрации

гидрокарбонатов в воде и низкой некарбонатной жесткости избыток соды может оставаться в умягченной воде. Поэтому этот метод применяют лишь с учетом соотношения между карбонатной и некарбонатной жесткостью.

Содово-натриевый метод обычно применяют для умягчения воды, карбонатная жесткость которой немного больше некарбонатной. Если карбонатная жесткость приблизительно равна некарбонатной, соду можно совсем не добавлять, поскольку необходимое ее количество для умягчения такой воды образуется в результате взаимодействия гидрокарбонатов с едким натром. Доза кальцинированной соды увеличивается по мере повышения некарбонатной жесткости воды.

Содорегенеративный метод, основанный на возобновлении соды в процессе умягчения, применяют при подготовке воды, для питания паровых котлов низкого давления

$$Ca(HCO_3)_2 + Na_2CO_3 = CaCO_3\downarrow + 2NaHCO_3.$$

Гидрокарбонат натрия, попадая в котел с умягченной водой, разлагается под влиянием высокой температуры

$$2NAHCO_3 = Na_2CO_3 + H_2O + CO_2\uparrow.$$

Образующаяся при этом сода вместе с избыточной, введенной вначале в водоумягчитель, тут же в котле гидролизует с образованием гидроксида натрия и оксида углерода(IV), который с продувочной водой поступает в водоумягчитель, где используется для удаления из умягчаемой воды гидрокарбонатов кальция и магния. Недостаток этого метода состоит в том, что образование значительного количества CO_2 в процессе умягчения вызывает коррозию металла и повышение сухого остатка в котловой воде.

Бариевый метод умягчения воды применяют в сочетании с другими методами. Вначале вводят барийсодержащие реагенты в воду ($Ba(OH)_2$, $BaCO_3$, $BaAl_2O_4$) для устранения сульфатной жесткости, затем после осветления воды ее обрабатывают известью и содой для доумягчения. Химизм процесса описывается реакциями:

$$\frac{CaSO_4}{MgSO_4} + Ba(OH)_2 = \frac{Ca(OH)_2}{Mg(OH)_2\downarrow} + BaSO_4\downarrow,$$

$$Ca(OH)_2 + Ca(HCO_3)_2 = 2CaCO_3\downarrow + 2H_2O,$$

$$\frac{CaSO_4}{CaCl_2} + BaAl_2O_4 = \frac{BaSO_4\downarrow}{BaCl_2} + CaAl_2O_4\downarrow,$$

$$\frac{MgSO_4}{MgCl_2} + BaAl_2O_4 = \frac{BaSO_4\downarrow}{BaCl_2} + MgAl_2O_4\downarrow,$$

$$\frac{Ca(HCO_3)_2}{Mg(HCO_3)_2} + BaAl_2O_4 = \frac{CaAl_2O_4}{MgAl_2O_4}\downarrow + BaCO_3\downarrow + H_2O + CO_2\uparrow.$$

Из-за высокой стоимости реагентов бариевый метод применяют очень редко. Для подготовки питьевой воды из-за токсичности бариевых реагентов он непригоден. Образующийся сульфат бария осаждается очень медленно, поэтому необходимы отстойники или осветлители больших размеров. Для ввода $BaCO_3$ следует использовать флокуляторы с механическими мешалками, поскольку $BaCO_3$ образует тяжелую, быстро осаждающуюся суспензию.

Необходимые дозы бариевых солей, мг/л, можно найти, пользуясь выражениями:

гидроксида бария (продукт 100%-ной активности)

$$Д_б = 1{,}8\,(SO_4^{2-});$$

алюмината бария

$$Д_б = 128Ж_0;$$

углекислого бария

$$Д_б = 2{,}07\gamma\,(SO_4^{2-});$$

Углекислый барий применяют с известью. Путем воздействия углекислоты на карбонат бария получают бикарбонат бария, который и дозируют в умягчаемую воду. При этом дозу углекислоты, мг/л, определяют из выражения

$$Д_{уг.} = 0{,}46\,(SO_4^{2-});$$

где (SO_4^{2-}) — содержание сульфатов в умягчаемой воде, мг/л; $\gamma = 1{,}15 \ldots 1{,}20$ — коэффициент, учитывающий потери углекислого бария.

Оксалатный метод умягчения воды основан на применении оксалата натрия и на малой растворимости в воде образующегося оксалата кальция (6,8 мг/л при 18° С)

$$\frac{CaSO_4}{Ca(HCO_3)_2} + Na_2C_2O_4 = CaC_2O_4\downarrow + \frac{Na_2SO_4}{2NaHCO_3}.$$

Метод отличается простотой технологического и аппаратурного оформления, однако, из-за высокой стоимости реагента его применяют для умягчения небольших количеств воды.

Фосфатирование применяют для доумягчения воды. После реагентного умягчения известково-содовым методом неизбежно наличие остаточной жесткости (около 2 мг-экв/л), которую фосфатным доумягчением можно снизить до 0,02—0,03 мг-экв/л. Такая глубокая доочистка позволяет в некоторых случаях не прибегать к катионитовому водоумягчению.

Фосфатированием достигается также большая стабильность воды, снижение ее коррозионного действия на металлические трубопроводы и предупреждаются отложения карбонатов на внутренней поверхности стенок труб.

В качестве фосфатных реагентов используют гексаметафосфат, триполифосфат (ортофосфат) натрия и др.

Фосфатный метод умягчения воды при использовании тринатрийфосфата является наиболее эффективным реагентным методом. Химизм процесса умягчения воды тринатрийфосфатом описывается реакциями

$$\frac{3Ca(HCO_3)_2}{3Mg(HCO_3)_2} + 2Na_3PO_4 = \frac{Ca(PO_4)_2\downarrow}{Mg(PO_4)_2\downarrow} + 6NaHCO_3.$$

Как видно из приведенных реакций, сущность метода заключается в образовании кальциевых и магниевых солей фосфорной кислоты, которые обладают малой растворимостью в воде и поэтому достаточно полно выпадают в осадок.

Фосфатное умягчение обычно осуществляют при подогреве воды до 105 ... 150° С, достигая ее умягчения до 0,02 ... 0,03 мг-экв/л. Из-за высокой стоимости тринатрийфосфата фосфатный метод обычно используется для доумягчения воды, предварительно умягченной известью и содой. Доза безводного тринатрийфосфата ($Д_ф$; мг/л) для доумягчения может быть определена из выражения

$$Д_ф = 54{,}67\,(Ж_{ост} + 0{,}18),$$

где $Ж_{ост}$ — остаточная жесткость умягченной воды перед фосфатным доумягчением, мг-экв/л.

Образующиеся при фосфатном умягчении осадки $Ca_3(PO_4)_2$ и $Mg_3(PO_4)_2$ хорошо адсорбируют из умягченной воды органические коллоиды и кремниевую кислоту, что позволяет выявить целесообразность применения этого метода для подготовки питательной воды для котлов среднего и высокого давления (58,8 ... 98,0 МПа).

Раствор для дозирования гексаметафосфата или ортофосфата натрия с концентрацией 0,5—3% приготовляют в баках, количество которых должно быть не менее двух. Внутренние поверхности стенок и дна баков должны быть покрыты коррозионноустойчивым материалом. Время приготовления 3%-ного раствора составляет 3 ч при обязательном перемешивании мешалочным или барботажным (с помощью сжатого воздуха) способом.

20.4. Технологические схемы и конструктивные элементы установок реагентного умягчения воды

В технологии реагентного умягчения воды используют аппаратуру для приготовления и дозирования реагентов, смесители, тонкослойные отстойники или осветлители, фильтры и установки для стабилизационной обработки воды. Схема напорной водоумягчительной установки представлена на рис. 20.3. В этой

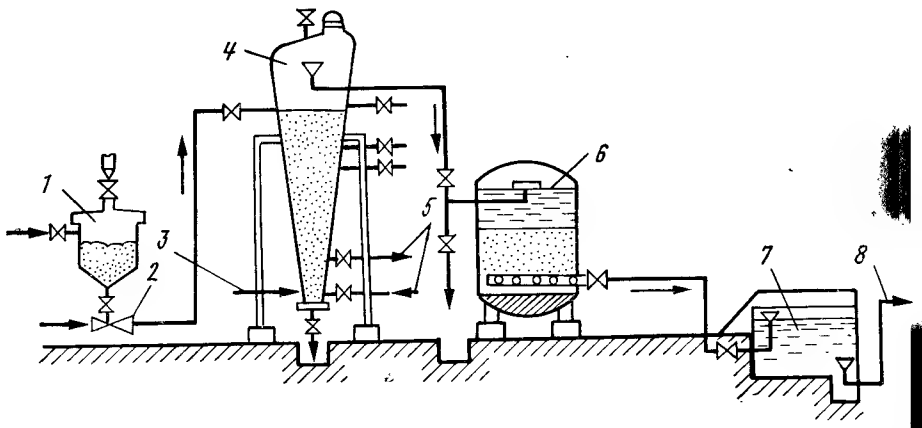


Рис. 20.3. Водоумягчительная установка с вихревым реактором.
1 — бункер с контактной массой; *2* — эжектор; *3, 8* — подача исходной и отвод умягченной воды; *4* — вихревой реактор; *5* — ввод реагентов; *6* — скорый осветлительный фильтр; *9* — сброс контактной массы; *7* — резервуар умягченной воды

установке отсутствует камера хлопьеобразования, поскольку хлопья осадка карбоната кальция формируются в контактной массе. При необходимости воду перед реакторами осветляют.

Оптимальным сооружением для умягчения воды известковым или известково-содовым методами является *вихревой реактор (спиратор напорный или открытый)* (рис. 20.4). Реактор представляет собой железобетонный или стальной корпус, суженный книзу (угол конусности 15 ... 20°) и наполненный примерно до половины высоты контактной массой. Скорость движения воды в нижней узкой части вихревого реактора равна 0,8 ... 1 м/с; скорость восходящего потока в верхней части на уровне водоотводящих устройств — 4 ... 6 мм/с. В качестве контактной массы применяют песок или мраморную крошку с размером зерен 0,2 ... 0,3 мм из расчета 10 кг на 1 м³ объема реактора. При вин-

товом восходящем потоке воды контактная масса взвешивается, песчинки сталкиваются друг с другом и на их поверхности интенсивно кристаллизируется $CaCO_3$; постепенно песчинки превращаются в шарики правильной формы. Гидравлическое сопротивление контактной массы составляет 0,3 м на 1 м высоты. Когда диаметр шариков увеличивается до 1,5 ... 2 мм, крупную наиболее тяжелую контактную массу выпускают из нижней части реактора и догружают свежую. Вихревые реакторы не задерживают осадка гидроксида магния, поэтому их следует применять совместно с установленными за ними фильтрами только в тех случаях, когда количество образующегося осадка гидроксида магния соответствует грязеемкости фильтров.

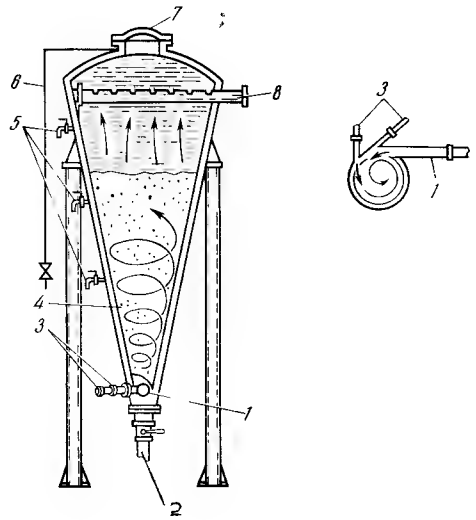


Рис. 20.4. Вихревой реактор.
1, 8 — подача исходной и отвод умягченной воды: *5* — пробоотборники; *4* — контактная масса; *6* — сброс воздуха; *7* — люк для загрузки контактной массы; *3* — ввод реагентов; *2* — удаление отработавшей контактной массы

При грязеемкости песчаных фильтров, равной 1 ... 1,5 кг/м³, и фильтроцикле 8 ч допустимое количество гидроксида магния составляет 25 ... 35 г/м³ (содержание магния в исходной воде не должно превышать 10 ... 15 г/м³). Возможно применение вихревых реакторов и при большем содержании гидроксида магния, но при этом после них необходимо устанавливать осветлители для выделения гидроксида магния.

Расход свежей контактной массы, добавляемой с помощью эжектора, определяют по формуле

$$G = 0{,}045\,QЖ, \qquad (20.10)$$

где G — количество добавляемой контактной массы, кг/сут; $Ж$ — удаляемая в реакторе жесткость воды, мг-экв/л; Q — производительность установки, м³/ч.

В технологических схемах реагентного умягчения воды с осветлителями вместо вихревых реакторов применяют вертикальные смесители (рис. 20.5). В осветлителях следует поддерживать постоянную температуру, не допуская колебаний более 1° С, в течение часа, поскольку возникают конвекционные токи, взмучивание осадка и его вынос. Подобную технологию применяют для умягчения мутных вод, содержащих большое количество солей магния. В этом случае смесители загружают контактной массой. При использовании осветлителей конструкции Е. Ф. Кургаева, смесители и камеры хлопьеобразования не предусматривают, поскольку смешение реагентов с водой и формирование хлопьев осадка происходят в самих осветлителях. Значительная высота при небольшом объеме осадкоуплотнителей позволяет применять их для умягчения воды без подогрева, а также при обескремнивании воды каустическим магнезитом. Распределение исходной воды соплами обусловливает ее вращательное движение в нижней части аппарата, что повышает устойчивость взвешенного слоя при колебаниях температуры и подачи воды. Смешанная с реагентами вода проходит горизонтальную и вертикальную смесительные перегородки и поступает в зону сорбционной сепарации и регулирования структуры осадка, что достигается изменением условий отбора осадка по высоте взвешенного слоя, создавая предпосылки для получения его оптимальной структуры, улучшающей эффект умягчения и осветления воды. Проектируют осветлители так же, как и для обычного осветления воды.

При расходах умягчаемой воды до 1000 м³/сут может быть применена водоочистная установка типа «Струя». Обрабатываемая вода с добавленными к ней реагентами поступает в тонкослойный отстойник, затем на фильтр.

В Институте горного дела Сибирского отделения РАН разработана безреагентная электрохимическая технология умягчения воды. Используя явление подщелачивания у анода и подкисления у катода при пропускании постоянного электрического тока через водную систему, можно представить реакцию разряда воды следующим уравнением:

$$2H_2O + 2e_1 \rightarrow 2OH^- + H_2,$$

где e_1 — знак, указывающий на способность солей жесткости диссоциировать на катионы Ca(II) и Mg(II).

В результате протекания этой реакции концентрация гидроксильных ионов возрастает, что вызывает связывание ионов

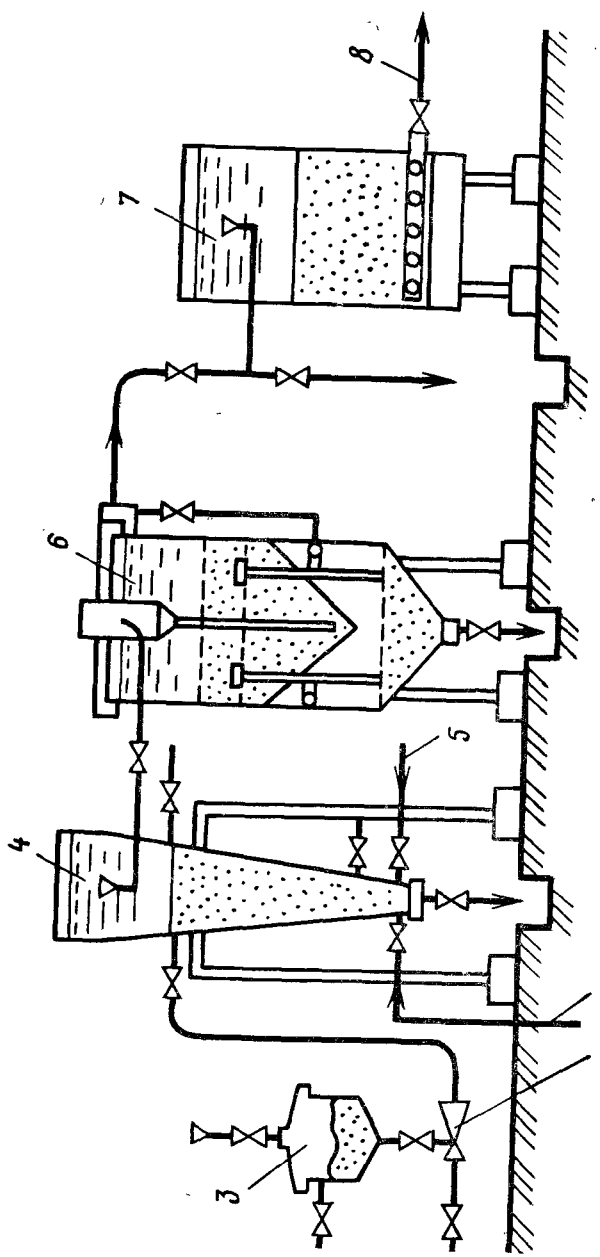


Рис. 20.5. Установка известково-содового умягчения воды.

1, 8 — подача исходной и отвод умягченной воды; *2* — эжектор; *3* — бункер с контактной массой; *5* — ввод реагентов; *6* — осветлитель со слоем взвешенного осадка; *7* — осветлительный скорый фильтр; *4* — вихревой реактор

Mg(II) и Ca(II) в нерастворимые соединения. Из анодной камеры диафрагменного (диафрагма из ткани типа бельтинг) электролизера эти ионы переходят в катодную за счет разности потенциалов между электродами и наличия электрического поля между ними.

На рис. 20.6 показана технологическая схема установки для умягчения воды электрохимическим способом. Производственная установка была смонтирована в районной котельной, испытания которой длились около двух месяцев. Режим электрохимической обработки оказался устойчивым, осадка в катодных камерах не наблюдалось. Напряжение на подводящих шинах составляло 16 В, суммарный ток 1600 А. Общая производительность установки — 5 м³/ч, скорость движения воды в анодных камерах 0,31÷0,42 м/мин, в зазоре между диафрагмой и катодом 0,12÷0,18 м/мин.

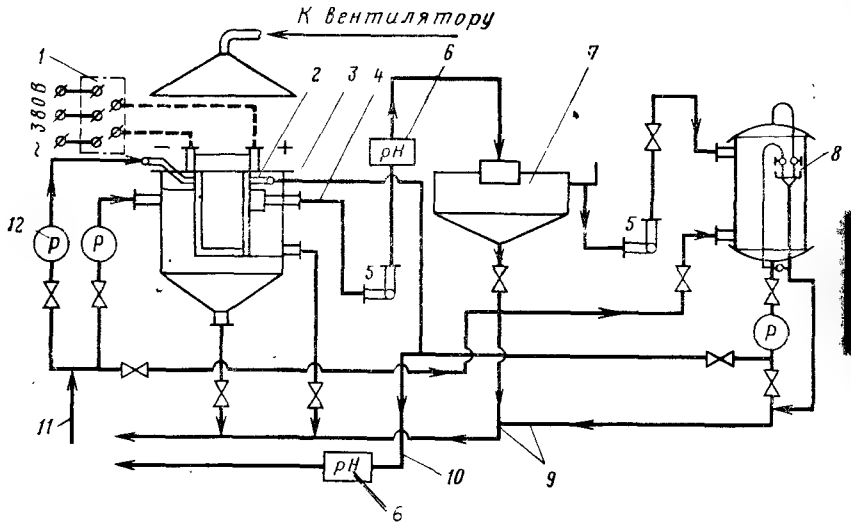


Рис. 20.6. Схема установки электрохимического умягчения воды

1 — выпрямитель ВАКГ-3200-18; *2* — диафрагменный электролизер; *3*, *4* — аналит и каталит; *5* — насос; *6* — pH-метр; *7* — осветлитель со слоем взвешенного осадка; *8* — осветлительный скорый фильтр; *9* — сброс в канализацию; *10*, *11* — отвод умягченной и подача исходной воды; *12* — расходомер; *13* — вытяжной зонт

Установлено, что из воды с $Ж_о$=14,5—16,7 мг-экв/л получают анолит с жесткостью 1,1—1,5 мг-экв/л при pH=2,5—3 и католит с жесткостью 0,6—1 мг-экв/л при pH=10,5—11. После

смешения отфильтрованных анолита и католита показатели умягченной воды были следующими: общая жесткость $Ж_о$ составляла 0,8—1,2 мг-экв/л, pH=8—8,5. Затраты электроэнергии составили 3,8 кВт · ч/м³.

Химическим, рентгеноструктурным, ИК-спектроскопическим и спектральным анализами установлено, что в осадке преимущественно содержатся $CaCO_3$, $Mg(OH)_2$ и частично $Fe_2O_3 \times H_2O$. Это свидетельствует о том, что связывание ионов Mg(II) происходит за счет гидроксил-ионов при разряде молекул воды на катоде.

Электрохимическая обработка воды перед подачей на катионитовые фильтры позволяет значительно (в 15—20 раз) увеличить их рабочий цикл.

20.5. Термохимический метод умягчения воды

Термохимическое умягчение применяют исключительно при подготовке воды для паровых котлов, так как в этом случае наиболее рационально используется теплота, затраченная на подогрев воды. Этим методом умягчение воды производят обычно при температуре воды выше 100° С. Более интенсивному умягчению воды при ее подогреве способствует образование тяжелых и крупных хлопьев осадка, быстрейшее его осаждение вследствие снижения вязкости воды при нагревании, сокращается также расход извести, так как свободный оксид углерода (IV) удаляется при подогреве до введения реагентов. Термохимический метод применяют с добавлением коагулянта и без него, поскольку большая плотность осадка исключает необходимость в его утяжелении при осаждении. Помимо коагулянта используют известь и соду с добавкой фосфатов и реже гидроксид натрия и соду. Применение гидроксида натрия вместо извести несколько упрощает технологию приготовления и дозирования реагента, однако экономически такая замена не оправдана в связи с его высокой стоимостью.

Для обеспечения удаления некарбонатной жесткости воды соду добавляют с избытком. На рис. 20.7 показано влияние избытка соды на остаточную кальциевую и общую жесткость воды при ее термохимическом умягчении. Как видно из графиков, при избытке соды 0,8 мг-экв/л кальциевая жесткость может быть снижена до 0,2, а общая — до 0,23 мг/экв-л. При дальнейшем добавлении соды жесткость еще более понижается. Остаточное содержание магния в воде может быть снижено до 0,05 ... 0,1 мг-экв/л при избытке извести (гидратной щелочности) 0,1 мг-экв/л. На рис. 20.8 показана установка термохимического умягчения воды.

Известково-доломитовый метод используют для одновременного умягчения и обескремнивания воды при температуре 120° С. Этим методом умягчения щелочность воды, обработанной известью или известью и содой (без избытка), может быть снижена до 0,3 мг-экв/л при остаточной концентрации кальция 1,5 мг-экв/л и до 0,5 мг-экв/л при остаточной концентрации кальция 0,4 мг-экв/л. Исходная вода обрабатывается известково-

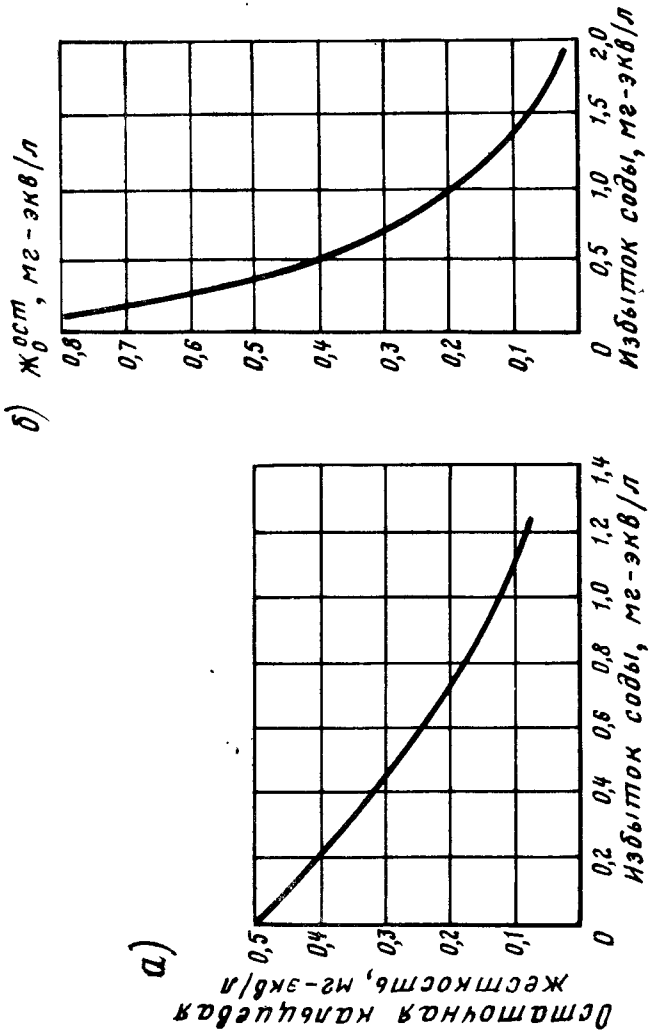


Рис. 20.7. Влияние избытка соды на остаточную кальциевую (*а*) и общую (*б*) жесткость воды при ее термохимическом умягчении

доломитовым молоком и осветляется в напорном осветлителе. Затем она проходит через напорные антрацитовые и Na-катионитовые фильтры первой и второй ступеней.

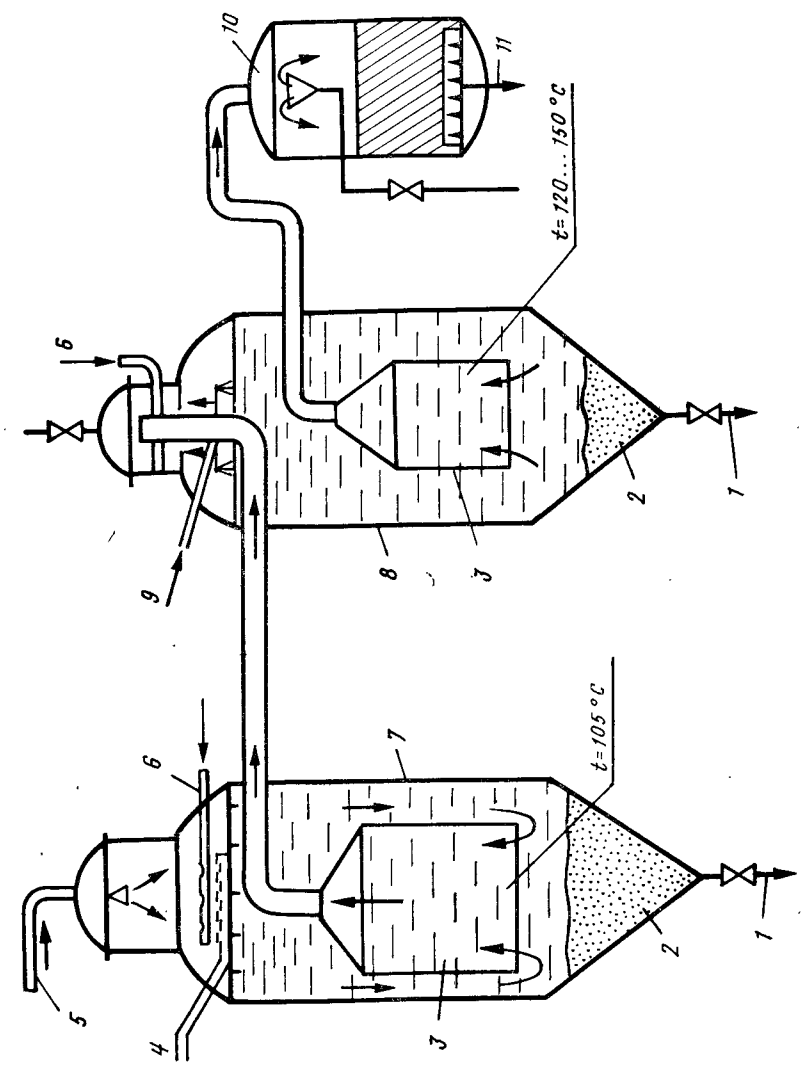


Рис. 20.8. Установка известково-содового умягчения воды с фосфатным доумягчением. *1* — сброс шлама из накопителя *2*; *3* — сборник умягченной воды; *4* — ввод извести и соды; *5*, *11* — подача исходной и отвод умягченной воды; *6* — ввод пара; *7*, *8* — термореактор первой и второй ступени; *9* — ввод тринатрийфосфата; *10* — осветлительный скорый фильтр

В осветлителях высоту зоны осветления принимают равной 1,5 м, скорость восходящего потока при известковании — не

более 2 мм/с. Время пребывания воды в осветлителе от 0,75 до 1,5 ч в зависимости от вида удаляемого загрязнения. Коагулянт соли железа(III) рекомендуется добавлять в количестве 0,4 мг-экв/л.

Метод высокотемпературного умягчения воды применяют практически для полного ее умягчения. Установки термохимического умягчения воды обычно более компактны. Они состоят из дозаторов реагентов, подогревателей тонкослойных отстойников или осветлителей и фильтров.

Дозы извести $Д_и$ и соды $Д_с$, мг/л, при термохимическом умягчении воды

$$Д_и = 28\left(\frac{[HCO_3^-]}{61} + \frac{[Mg^{2+}]}{12}\right)\frac{100}{C_и};\ \text{(без избытка)}$$

$$Д_с = 53\left(Ж_0 - \frac{[HCO_3^-]}{61} + 0{,}6\right)\frac{100}{C_с};\ \text{(с избытком 0,6 мг-экв/л)},$$

где $C_и$ и $C_с$ — соответственно содержание CaO и Na_2CO_3 в техническом продукте, %.

20.6. Умягчение воды диализом

Диализ — метод разделения растворенных веществ, значительно отличающихся молекулярными массами. *Он основан на разных скоростях диффузии этих веществ через полупроницаемую мембрану, разделяющую концентрированный и разбавленный растворы.* Под действием градиента концентрации (по закону действующих масс) растворенные вещества с различными скоростями диффундируют через мембрану в сторону разбавленного раствора. Растворитель (вода) диффундирует в обратном направлении, снижая скорость переноса растворенных веществ. *Диализ осуществляют в мембранных аппаратах с нитро- и ацетатцеллюлозными пленочными мембранами.*

Эффективность полупроницаемой мембраны для умягчения воды определяется высокими значениями селективности и водопроницаемости, которые она должна сохранять в течение продолжительного времени работы. Селективность мембраны можно выразить следующим образом:

$$\frac{Ж_и - Ж_у}{Ж_и}, \qquad (20.11)$$

где $Ж_и$ — концентрация исходного раствора (жесткость); $Ж_у$ — жесткость умягченной воды.

На практике часто используют коэффициент снижения солесодержания $C_и/C_{обр.}$. Он наиболее полно отражает изменения в работе мембраны, связанные с ее изготовлением или с воздействием внешних факторов.

Существует несколько гипотетических моделей действия полупроницаемых мембран.

Гипотеза гиперфильтрации предполагает существование в полупроницаемой мембране пор, пропускающих при диализе ассоциаты молекул воды и гидратированные ионы солей. Основой теоретических разработок явилось положение о том, что через полупроницаемую мембрану вода и растворенные в ней соли проникают с помощью диффузии и потоков через поры.

Сорбционная модель проницаемости основана на предпосылке, согласно которой на поверхности мембраны и в ее порах адсорбируется слой связанной воды, обладающей пониженной растворяющей способностью. Мембраны будут полупроницаемы, если они хотя бы в поверхностном слое имеют поры, не превышающие по размеру удвоенной толщины слоя связанной жидкости.

Диффузионная модель исходит из предположения, что компоненты системы растворяются в материале мембраны и диффундируют через нее. Селективность мембраны объясняется различием в коэффициентах диффузии и растворимости компонентов системы в ее материале.

Электростатическая теория заключается в следующем. При движении исходной воды в камере с одной стороны селективной (катионитовой) мембраны, а рассола с другой, ионы натрия в случае, когда рассол приготовлен из раствора поваренной соли, мигрируют в мембрану и далее в исходную воду, а ионы кальция в противоположном направлении, т. е. из жесткой воды в рассол. Таким образом, происходит удаление ионов кальция из исходной воды и замена их неосадкообразующими ионами натрия. Одновременно в камерах происходят побочные процессы, сопутствующие основному процессу диализа: осмотические переносы воды, перенос одноименных ионов, диффузия электролита. Эти процессы зависят от качества мембраны.

Уравнение обмена между ионами $[Ca^{2+}]$, содержащимися в исходной воде, и ионами $[\overline{Na}^+]$ в мембране имеет вид

$$0{,}5\,Ca^{2+} + x + \overline{Na}^+ \rightleftarrows 0{,}5\,\overline{Ca}^{2+} + \bar{x} + Na_и^+,$$

где x, $\bar{x}$ — прочие ионы, содержащиеся в растворе и в мембране.

Константа равновесия

$$k_1 = \frac{[\overline{Ca}^{2+}]^{0,5}\,\bar{x}\,[Na^+]_и}{[Ca^{2+}]_н^{0,5}\,x_н\,[\overline{Na}^+]}.$$

Уравнение обмена написано только для иона кальция, но фактически необходимо учитывать сумму ионов кальция и магния. Равновесие между рассолом и мембраной имеет вид:

$$0{,}5\,Ca_р^{2+} + x + \overline{Na}^+ \rightleftarrows \overline{Ca}^{2+} + \bar{x} + Na_р^+$$

$$k_2 = \frac{[\overline{Ca}^{2+}]^{0,5}\,\bar{x}\,[Na^+]_р}{[Ca^{2+}]_р\,x_р\,[Na^+]}.$$

Если $k_1 + k_2$, то

$$[Ca^{2+}]_и = [Ca^{2+}]_р \frac{x_р^n\,[Na^+]_р^2}{x_н^n\,[Na^+]_н^2},$$

где n — показатель степени, зависящий от того, какие ионы входят в состав раствора.

Из последнего выражения можно заключить, что, если в равновесии отношение ионов натрия в рассоле и жесткой исходной воде равно, например, 10, то жесткость в исходной воде будет примерно в 100 раз меньше, чем в рассоле.

Площадь, м², поверхности мембраны

$$A = \frac{M}{K_д \Delta C_{ср.}}; \qquad (20.12)$$

где M — количество вещества, прошедшее через мембрану; $\Delta C_{ср.}$ — движущая сила процесса, т е. разность концентраций вещества по обе стороны мембраны; $K_д$ — коэффициент массопередачи, определяемый обычно экспериментально или приближенно из выражения

$$K_д = \left(\frac{1}{\beta_1} + \frac{\delta}{D} + \frac{1}{\beta_2}\right)^{-1}, \qquad (20.13)$$

β_1 и β_2 — соответствующие коэффициенты скорости переноса вещества в концентрированном растворе к мембране и от нее в разбавленном; δ — толщина мембраны; D — коэффициент диффузии растворенного вещества.

Жесткость умягченной воды после диализа:

$$Ж_у = C_д\left(\frac{Q_д}{Q_р} + 1\right) \Big/ \left(\frac{Q_д C_д}{Q_р Ж_д} + \frac{C_р}{Ж_р}\right) - \left(\frac{C_р}{Ж_р} - \frac{C_д}{Ж_д}\right)\exp(-\lambda)$$

$$\lambda = \left(\frac{Q_д}{Q_р} + 1\right)\frac{\alpha A L}{v_д};$$

где $C_д$ и $C_р$ — концентрации солей в начале аппарата соответственно в диализате и в рассоле, мг-экв/л; $Q_д$ и $Q_р$ — производительность аппарата соответственно по диализату и рассолу, м³/ч; $Ж_д$ и $Ж_р$ — жесткость диализата и рассола в начале аппарата, мг-экв/л; α — константа, определяемая свойствами мембран и растворов;; L — длина пути раствора в диализатной и рассольной камерах аппарата, м; $v_д$ — скорость движения диализата в камере, м/с.

Экспериментальная проверка уравнения (20.13) на катионитовых мембранах МКК показала хорошую сходимость результатов. Анализ формулы (20.13) показывает, что уменьшение скорости движения диализата в камерах аппарата увеличивает эффект умягчения, снижение жесткости умягченной воды прямо пропорционально концентрации рассола.

20.7. Магнитная обработка воды

В последнее время в отечественной и зарубежной практике для борьбы с накипеобразованием и инкрустацией успешно применяют магнитную обработку воды. *Механизм воздействия магнитного поля на воду* и ее примеси окончательно не выяснен, имеется ряд гипотез, которые Е. Ф. Тебенихиным *классифицированы на три группы: первая, объединяющая большинство гипотез, связывает действие магнитного поля на ионы солей, растворенных в воде.* Под влиянием магнитного поля происходят поляризация и деформация ионов, сопровождающиеся уменьшением их гидратации, повышающей вероятность их сближения, и в конечном итоге образование центров кристаллизации; *вторая предполагает действие магнитного поля на коллоидные примеси воды; третья группа объединяет представления о возможном влиянии магнитного поля на структуру воды.* Это влияние, с одной стороны, может вызвать изменения в агрегации молекул воды, с другой — нарушить ориентацию ядерных спинов водорода в ее молекулах.

Обработка воды в магнитном поле распространена для борьбы с накипеобразованием. Сущность метода состоит в том, что при пересечении водой магнитных силовых линий накипеобразователи выделяются не на поверхности нагрева, а в массе воды. Образующиеся рыхлые осадки (шлам) удаляют при продувке. Метод эффективен при обработке вод кальциево-карбонатного класса, которые составляют около 80% вод всех водоемов нашей страны и охватывают примерно 85% ее территории.

Обработка воды магнитным полем получила широкое применение для борьбы с накипеобразованием в конденсаторах па-

ровых турбин, в парогенераторах низкого давления и малой производительности, в тепловых сетях и сетях горячего водоснабжения и различных теплообменных аппаратах, где применение других методов обработки воды экономически нецелесообразно. В сравнении с умягчением воды основными преимуществами ее магнитной обработки являются простота, дешевизна, безопасность и почти полное отсутствие эксплуатационных расходов.

Магнитная обработка природных вод (как пресных, так и минерализованных) приводит к уменьшению интенсивности образования накипи на поверхностях нагрева только при условии перенасыщенности их как карбонатом, так и сульфатом кальция в момент воздействия магнитного поля и при условии, что концентрация свободного оксида углерода (IV) меньше его равновесной концентрации. Противонакипный эффект Э обусловливает присутствие в воде оксидов железа и других примесей:

$$Э = \frac{m_н - m_м}{m_н},$$

где $m_н$ и $m_м$ — масса накипи, образовавшейся на поверхности нагрева при кипячении в одинаковых условиях одного и того же количества воды, соответственно необработанной и обработанной магнитным полем, г.

Противонакипный эффект зависит от состава воды, напряженности магнитного поля, скорости движения воды и продолжительности ее пребывания в магнитном поле и от других факторов. На практике применяют магнитные аппараты с постоянными стальными или феррито-бариевыми магнитами и электромагнитами (рис. 20.9). Аппараты с постоянными магнитами конструктивно проще и не требуют питания от электросети. В аппаратах с электромагнитом на сердечник (керн) наматываются катушки проволоки, создающие магнитное поле.

Магнитный аппарат монтируется к трубопроводам в вертикальном или горизонтальном положении с помощью переходных муфт. Скорость движения воды в зазоре не должна превышать 1 м/с. Процесс работы аппаратов может сопровождаться загрязнением проходного зазора механическими главным образом ферромагнитными примесями. Поэтому аппараты с постоянными магнитами необходимо периодически разбирать и чистить. Оксиды железа из аппаратов с электромагнитными удаляют, отключив их от сети.

Результаты исследований МГСУ (Г. И. Николадзе, В. Б. Викулина) показали, что для воды с карбонатной жесткостью 6 ... 7 мкг-экв/л, окисляемостью 5,6 мгO_2/л и солесодержанием 385 ... 420 мг/л, оптимальная напряженность магнитного поля

составляла (10 ... 12,8) · 10^4 А/м, что соответствует силе тока 7 ... 8 А.

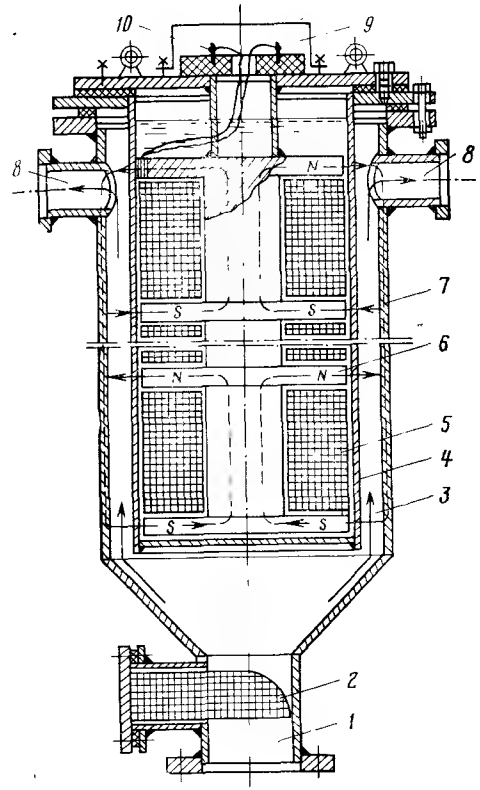


Рис. 20.9. Электромагнитный аппарат для противонакипной обработки воды СКБ ВТИ.

1, 8 — подача исходной и отвод омагниченной воды; *2* — сетка; *3* — рабочий зазор для прохода омагничиваемой воды; *4* — кожух; *5* — намагничивающая катушка; *6* — сердечник; *7* — корпус; *9* — крышка; *10* — клеммы

Схема установки для магнитной обработки добавочной питательной воды отопительных паровых котлов приведена на рис. 20.10.

В последнее время получили распространение аппараты с внешними намагничивающими катушками. Для омагничивания больших масс воды созданы аппараты с послойной ее обработкой.

Помимо предотвращения накипеобразования *магнитная обработка*, по данным П. П. Строкача, *может применяться для интенсификации процесса коагуляции и кристаллизации, ускорения растворения реагентов, повышения эффективности использования ионообменных смол, улучшения бактерицидного действия дезинфектантов.*

При проектировании магнитных аппаратов для обработки воды задаются такие данные: тип аппарата, его производительность, индукция магнитного поля в рабочем зазоре или соответствующая ей напряженность магнитного поля, скорость воды в рабочем зазоре, время прохождения водой активной зоны аппарата, род и его напряжение для электромагнитного аппарата или магнитный сплав и размеры магнита для аппаратов с постоянными магнитами.

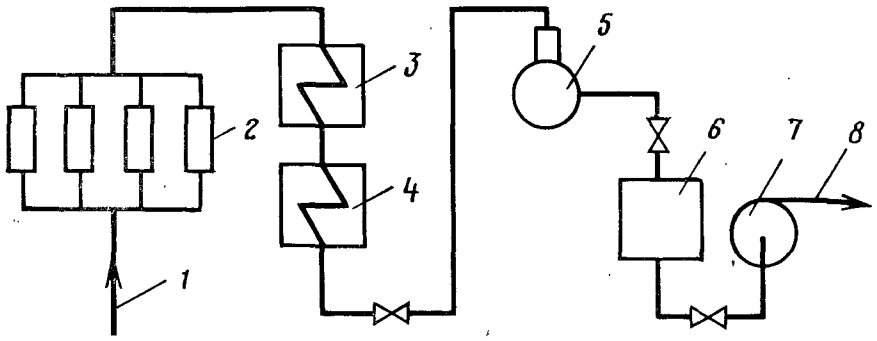


Рис. 20.10. Схема размещения магнитной установки для обработки котловой воды без предварительной очистки.

1, 8 — исходная и подпиточная вода; *2* — электромагнитные аппараты; *3, 4* — подогреватели I и II ступени; *5* — деаэратор; *6* — промежуточный бак; *7* — подпиточный насос

20.8. Умягчение воды катионированием

Сущность ионного обмена заключается в способности ионообменных материалов или ионитов поглощать из воды (раствора электролита) *положительные или отрицательные ионы в обмен на эквивалентное количество ионов ионита.* Процесс водообработки методом ионного обмена, в результате которого происходит обмен катионов, называют катионированием. Катиониты в воде разбухают, увеличиваясь в объеме. Отношение объемов одинаковых масс катионитов в набухшем и воздушно-сухом состоянии называют коэффициентом набухания. Он выражается отношением насыпных плотностей воздушно-сухого и набухшего ионитов.

Ионный состав и степень разбухания частиц ионообменной смолы являются результатом равновесия движущих сил в системе частица—вода. Наряду с небольшой долей энергии, освобождающейся вследствие гидратации функциональных групп, движущие силы возникают в основном из-за разности концентраций между внутренней набухшей частью зерна и окружающей его водой. Вода набухания в частице смолы с мобильными противоионами функциональных групп имеет концентрацию 1,5 ... 6 г-экв/л. Следуя за перепадом концентрации, противоионы функциональных групп пытаются покинуть частицу смолы и протолкнуть в нее молекулы воды. Это влечет за собой смещение потенциала Доннана на граничной поверхности частицы. Миграция противоионов и набухание смолы прекращаются по

достижении условий минимального запаса энергии. Внутри частицы аккумулируются те многоатомные противоионы с небольшим радиусом, которые вступают с функциональными группами в ассоциации с малым запасом энергии. Эта селективность, являющаяся основой процесса, понижается с увеличением концентрации среды и уменьшением степени «сшивания» ионообменника.

Энергия вхождения различных катионов в катионит по величине их динамической активности может быть охарактеризована для одинаковых условий следующим рядом: $Na^+ < NH_4^+ < K^+ < Mg^{2+} < Ca^{2+} < Al^{3+} < Fe^{3+}$, т. е. чем больше заряд катионов, тем больше их энергия вхождения в катионит. Для катионов одинаковой валентности энергия вхождения в катионит зависит от их гидратации; что касается энергии вхождения иона водорода в катионит, то она в 17 раз больше, чем у натрия, и в 4 раза больше, чем у кальция.

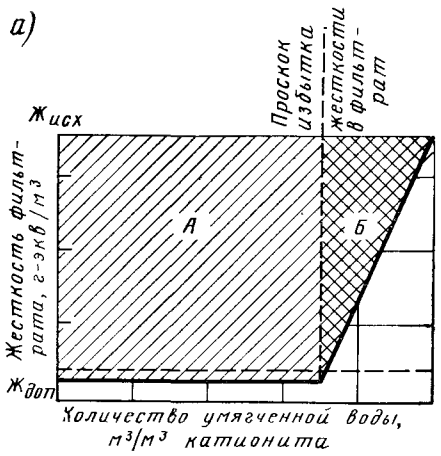
Основополагающим фактором кинетики процесса является скорость ионообмена между ионами воды и омываемой частицей смолы. Непосредственно на наружной поверхности омываемой частицы образуется неподвижная водяная пленка, толщина которой зависит от скорости потока умягчаемой воды и размеров зерна смолы. Ион Ca^{2+} или Mg^{2+}, который стремится попасть внутрь частицы смолы, в функциональную группу, должен диффундировать из воды через пленку, пройти через граничную поверхность частицы и внутри смолы в растворе набухания устремиться к ассоциации с функциональной группой.

У чистых смол, диффузионные пути которых не загрязнены и не заблокированы, диффузия ионов через пленку является важнейшим этапом процесса. С увеличением скорости потока уменьшается толщина водяной пленки, что облегчает прохождение через нее ионов. Повышение температуры умягчаемой воды влечет уменьшение ее вязкости, что способствует увеличению скорости диффузии и улучшению кинетики ионообмена. Другим важным фактором является отношение объема частицы к ее поверхности. С уменьшением диаметра частицы на каждую функциональную группу приходится большая поверхность обмена.

Скорость обмена катионов зависит от их диффузии к поверхности раздела катионит — вода и определяется структурой катионита. При компактной структуре катионита обмен происходит быстро и в основном на наружных поверхностях — *экстрамицеллярный обмен.* Однако, при этом не полностью используется сорбционная емкость катионита. При пористой структуре катионита, когда размеры капиллярных каналов

больше диаметра гидратированных ионов, обмен происходит на внутренних поверхностях — *интермицеллярный обмен.* Скорость его меньше, а обменная способность катионита больше. Скорости реакции обмена ионов в катионитах и достижения полного равновесия весьма велики. По данным В. А. Клячко, даже в пористых катионитах реакция обмена Ca^{2+}, Mg^{2+}, Na^{+} на ионы водорода достигает 90 ... 98% в течение долей минуты, а равновесие устанавливается за 5 ... 6 мин. Поэтому допустимы большие скорости фильтрования умягчаемой воды через катиониты.

Каждый катионит обладает определенной обменной емкостью (способностью) выражающейся количеством катионов, которые катионит может обменять в течение фильтроцикла. Обменную емкость катионита измеряют в грамм-эквивалентных задержанных катионов на 1 м³ катионита, находящегося в набухшем (рабочем) состоянии после пребывания в воде, т. е. в таком состоянии, в котором катионит находится в фильтре. *Различают полную и рабочую обменную емкость катионита* (рис. 20.11). *Полной обменной емкостью* называют то количество катионов кальция и магния, которое может задержать 1 м³ катионита, находящегося в рабочем состоянии, до того момента, когда жесткость фильтрата сравнивается с жесткостью исходной воды. *Рабочей обменной емкостью катионита* называют то количество катионов Ca^{2+} и Mg^{2+}, которое задерживает 1 м³ катионита до момента «проскока» в фильтрат катионов солей жесткости. *Обменную емкость, отнесенную ко всему объему катионита, загруженного в фильтр, называют емкостью поглощения.*



При пропуске воды сверху вниз через слой катионита происходит ее умягчение, заканчивающееся на некоторой глубине. *Слой катионита, умягчающий воду, называют работающим слоем или зоной умягчения.* При дальнейшем фильтровании воды верхние слои катионита истощаются и теряют обменную способность. В ионный обмен вступают нижние слои катионита и зона умягчения постепенно опускается. Через некоторое

время наблюдаются *три зоны: работающего, истощенного и свежего катионита.* Жесткость фильтрата будет постоянной до момента совмещения нижней границы зоны умягчения с нижним слоем катионита. В момент совмещения начинается *«проскок»* катионов Ca^{2+} и Mg^{2+} и увеличение остаточной жесткости, пока она не станет равной жесткости исходной воды, что свидетельствует о полном истощении катионита. Пренебрегая

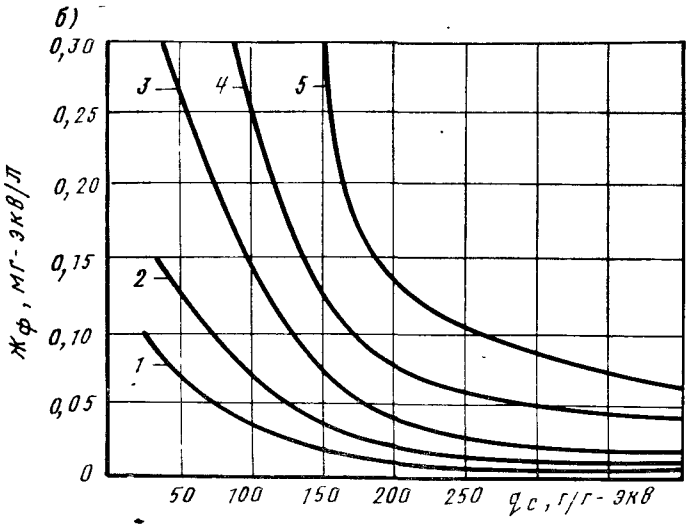


Рис. 20.11. Кинетика работы катионитового фильтра (*а*) и графики для определения удельного расхода поваренной соли на регенерацию в зависимости от требуемой жесткости фильтрата $Ж_ф$ и жесткости исходной воды (*б*), мг-экв/л.

А и *А+Б* — рабочая и полная обменная способность катионита; *1* — 5,0; *2* — 7,0; *3* — 10; *4* — 15,0; *5* — 20,0 мг-экв/л

жесткостью умягченной воды, рабочую обменную емкость фильтра $E_р$, г-экв/м³, можно выразить уравнениями:

$$E_р = QЖ_н; \quad E_р = e_р V_к. \qquad (20.14)$$

Объем загруженного в фильтр катионита в набухшем состоянии

$$V_к = ah_к. \qquad (20.15)$$

Преобразовав это выражение, получим формулу для определения рабочей обменной емкости катионита, г-экв/м³,

$$e_р = \frac{Q Ж_и}{a h_к}; \qquad (20.16)$$

где $Ж_и$ — жесткость исходной воды, г-экв/м³; Q — количество умягченной воды, м³; a — площадь катионитового фильтра, м²; $h_к$ — высота слоя катионита, м.

Обозначив скорость фильтрования воды в катионитовом фильтре $v_к$, количество умягченной воды можно найти по формуле

$$Q = v_к a T_к = \frac{e_р a h_к}{Ж_и}, \qquad (20.17)$$

откуда длительность работы катионитового фильтра (межрегенерационный период) находим по формуле

$$T_к = \frac{e_р h_к}{v_к Ж_и}. \qquad (20.18)$$

По исчерпанию рабочей обменной способности катионита его подвергают регенерации, т. е. восстановлению обменной емкости истощенного ионообменника путем пропуска раствора кислоты или поваренной соли.

20.9. Катиониты и их свойства

Катиониты по составу разделяют на минеральные и органические, которые, в свою очередь, делят на естественного и искусственного происхождения (табл. 20.2).

Минеральные катиониты естественного происхождения характеризуются малой обменной способностью и недостаточной химической стойкостью, что привело к замене их искусственными катионитами. *Минеральные катиониты искусственного происхождения* приготовляют смешением раствора сульфата алюминия с растворами соды и жидкого стекла.

В технологии подготовки воды широко применяют органические катиониты искусственного происхождения. Они содержат функциональные химически активные группы, водород которых способен замещаться другими катионами: четвертичные амины

Таблица 20.2

Катиониты			
минеральные		органические	
естественные	искусственные	естественные	искусственные
Глауконит Волконскоит Алюмосиликаты натрия, калия, кальция, магния, железа, хрома	Алюмосиликаты	Гумусовые и бурые угли, торф	Сульфоуголь, КУ-1; КУ-2; IR-100; IR-120; КБ-4; IRS-50; Зеролит 216 и Зеролит 225 и др.

NH_3OH, сульфогруппу HSO_3^-, одновалентную фенольную группу OH^-, фосфорную группу HPO_3^-, карбоксильную группу $COOH^-$. Группа HSO_3^- обладает сильнокислотными, а группы $COOH^-$ и OH^- слабокислотными свойствами. В зависимости от содержащейся функциональной группы катиониты делят на *сильнокислотные и слабокислотные. Сильнокислотные катиониты обменивают катионы в щелочной, нейтральной и кислой средах, слабокислотные — только в щелочной среде.*

Катионит может содержать несколько функциональных групп. Катиониты с однотипными функциональными группами называют монофункциональными, а имеющие несколько функциональных групп — полуфункциональными. Если подвижные ионы функциональных групп имеют положительные заряды, ионит обладает катионообменными, а если отрицательные — анионообменными свойствами.

Ионообменные смолы подразделяют на гетеропористые, макропористые и изопористые. Гетеропористые смолы на дивинилбензоловой основе характеризуются гетерогенным характером гелевидной структуры и небольшими размерами пор. *Макропористые* имеют губчатую структуру и поры свыше молекулярного размера. *Изопористые* имеют однородную структуру и полностью состоят из смолы, поэтому их обменная способность выше, чем у предыдущих смол.

Качество катионитов характеризуется их физическими свойствами, химической и термической стойкостью, рабочей обменной емкостью и др. Физические свойства катионитов зависят от их фракционного состава, механической прочности и насыпной плотности (набухаемости). Фракционный (или зерновой) состав характеризует эксплуатационные свойства катионитов. Он

определяется ситовым анализом. При этом учитываются средний размер зерен, степень однородности и количество пылевидных частиц, непригодных к использованию.

Мелкозернистый катионит, обладая более развитой поверхностью, имеет несколько большую обменную емкость, чем крупно-зернистый. Однако, с уменьшением зерен катионита гидравлическое сопротивление и расход электроэнергии на фильтрование воды увеличиваются. Оптимальные размеры зерен катионита, исходя из этих соображений, принимают в пределах 0,3 ... 1,5 мм. Рекомендуется применять катиониты (для удобства эксплуатации) с коэффициентом неоднородности $K_н = 2$.

Механическая прочность, термическая и химическая стойкость имеют важное значение для установления износа катионитов в процессе эксплуатации и выбора марки катионита. Неправильный выбор катионита может привести к измельчению его при фильтровании и взрыхлении. Кроме того, при высокой температуре обрабатываемой воды и повышенных значениях кислотности или щелочности, катиониты способны *пептизироваться,* т. е. переходить в состояние коллоидного раствора и терять обменную способность.

Рабочая обменная емкость катионита зависит от вида извлекаемых из воды катионов, соотношения солей в умягчаемой воде, значения pH, высоты слоя катионита, скорости фильтрования, режима эксплуатации катионитовых фильтров, удельного расхода регенерирующего реагента и от других факторов. В табл. 20.3 приведены технологические характеристики катионитов.

Таблица 20.3

Марка катионита	Активная группа	Насыпная масса продукта, т/м³		Размер зерен	Полная обменная емкость, г-экв/м³	Стоимость, 1 т, руб. в ценах 1984 г.
		товарного	набухшего			
Сульфоуголь (сорт СК-1 крупный)	HSO_3	0,67 ... 0,70	0,42	0,5 ... 1,2	500	170
КУ-1	»	0,60 ... 0,75	0,33	0,3 ... 2,0	650	1200
КУ-2-8	»			0,35 ... 1,25	1700	2500
КУ-2	»	0,73	0,65	0,3 ... 1,5	1700	—
КУ-2-8чС.	»	0,7 ... 0,9	0,33	0,4 ... 1,5	1700	6000
КБ-4-П2	COOH	0,68 ... 0,82	0,17 ... 0,33	0,25 ... 1,0	2800	3600
Амберлайт-50	»	0,50	0,42	0,3 ... 1,0	2800	—
Зеролит 225	»	0,64	0,56	0,3 ... 1,0	2000	—

20.10. Умягчение воды натрий-катионированием

Натрий-катионитовый метод применяют для умягчения воды с содержанием взвеси не более 8 мг/л и цветностью не более 30 град. Жесткость воды снижается при одноступенчатом натрий-катионировании до 0,05 ... 0,1, при двухступенчатом — до 0,01 мг-экв/л. Процесс Na-катионирования описывается следующими реакциями обмена:

$$2Na[K] + \frac{Ca(HCO_3)_2}{Mg(HCO_3)_2} \rightleftarrows \frac{Ca[K]_2}{Mg[K]_2} + 2NaHCO_3,$$

$$2Na[K] + \frac{CaCl_2}{MgCl_2} \rightleftarrows \frac{Ca[K]_2}{Mg[K]_2} + 2NaCl,$$

$$2Na[K] + \frac{CaSO_4}{MgSO_4} \rightleftarrows \frac{Ca[K]_2}{Mg[K]_2} + Na_2SO_4,$$

$$2Na[K] + \frac{CaSiO_3}{MgSiO_3} \rightleftarrows \frac{Ca[K]_2}{Mg[K]_2} + Na_2SiO_3,$$

где [K] — нерастворимая матрица полимера.

После истощения рабочей обменной емкости катионита он теряет способность умягчать воду и его необходимо регенерировать. *Процесс умягчения воды на катионитовых фильтрах слагается* из следующих последовательных операций: *фильтрование* воды через слой катионита до момента достижения предельно допускаемой жесткости в фильтрате (скорость фильтрования в пределах 10 ... 25 м/ч); *взрыхление* слоя катионита восходящим потоком умягченной воды, отработанного регенерата или отмывных вод (интенсивность потока 3 ... 4 л/(с · м²); *спуска водяной подушки* во избежание разбавления регенерирующего раствора; *регенерации катионита* посредством фильтрования соответствующего раствора (скорость фильтрования 3 ... 5 м/ч); *отмывки катионита* неумягченной водой (скорость фильтрования 8 ... 10 м/ч). На регенерацию обычно затрачивают около 2 ч, из них на взрыхление — 10 ... 15, на фильтрование регенерирующего раствора — 25 ... 40, на отмывку — 30 ... 60 мин.

Выбор метода катионирования диктуется требованиями, предъявляемыми к умягченной воде, свойствами исходной воды и технико-экономическими соображениями. Наиболее простой является схема одноступенчатой Na-катионитовой установки

(рис. 20.12). Вода, пройдя Na-катионитовые фильтры, отводится в сборный бак, откуда насосом подается потребителю. При работе по этой схеме отсутствуют вода и растворы с кислой реакцией, отпадает необходимость в применении кислотостойкой арматуры труб и защитных покрытий фильтров.

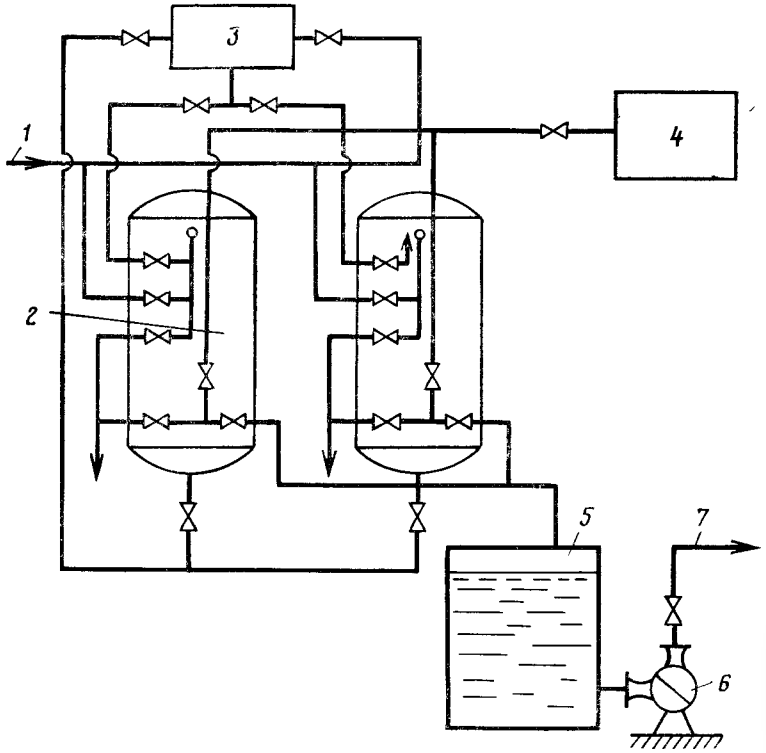


Рис. 20.12. Схема одноступенчатого натрий-катионирования воды. *1, 7* — подача исходной и отвод умягченной воды; *2* — натрий-катионитовый фильтр; *3* — бак с раствором поваренной соли; *4* — бак с частично умягченной водой для взрыхления катионита; *5* — резервуар умягченной воды; *6* — насос

Регенерация Na-катионита достигается фильтрованием через него со скоростью 3 ... 4 м/ч хлористого натрия концентрацией 5 ... 8%. При жесткости умягченной воды до 0,2 мг-экв/л принимают концентрацию соли 5%, при жесткости менее 0,05 мг-экв/л предусматривают ступенчатую регенерацию: сначала 5%-ным раствором NaCl в количестве 1,2 м³ раствора на 1 м³ катионита, затем остальным количеством соли в виде 8%-ного раствора.

Процесс регенерации описывается следующей реакцией:

$$\frac{Ca\,[K]_2}{Mg\,[K]_2} + 2NaCl \rightleftarrows 2Na\,[K[+ \frac{CaCl_2}{MgCl_2}.$$

Поваренную соль применяют для регенерации из-за ее доступности, дешевизны, а также вследствие того, что получают при этом хорошо растворимые соли $CaCl_2$ и $MgCl_2$, легко удаляемые с регенерационным раствором и отмывочной водой.

Расход соли p на одну регенерацию Na-катионитового фильтра первой ступени находят из выражения

$$p = \frac{\alpha a h_к e_р^{Na}}{1000},$$

где a — площадь фильтра, м²; $h_к$ — высота слоя катионита в фильтре, м; $e_р^{Na}$ — рабочая обменная емкость катионита при Na-катионировании; α — удельный расход соли на 1 г-экв рабочей обменной емкости катионита (для фильтров I ступени в двухступенчатой схеме 120 ... 150, а в одноступенчатой α = 150 ... 200 г/г-экв, удельный расход соли на фильтрах II ступени 300 ... 400 г/г-экв).

При фильтровании раствора поваренной соли сверху вниз при регенерации полный обмен ионов натрия на содержащиеся в катионите Ca^{2+} и Mg^{2+} происходит в верхних слоях ионообменника, при этом в фильтре возрастает концентрация вытесненных из катионита Ca^{2+} и Mg^{2+} и снижается концентрация ионов натрия. Возрастание концентрации противоионов (в рассматриваемом случае Ca(II) и Mg(II) в регенерационном растворе подавляет диссоциацию истощенного катионита и ослабляет процесс ионного обмена. Образующийся при этом *противоионный эффект* тормозит регенерацию, в результате чего по мере продвижения регенерационного раствора в нижние слои катионита их регенерация происходит не полно, и некоторое количество катионов Ca(II) и Mg(II) остаются невытесненными из нижних слоев катионита. Устранение этого недостатка возможно пропуском через катионит свежих порций раствора реагента. Однако, это увеличивает удельный расход поваренной соли и повышает стоимость обработки воды. На практике ограничиваются однократным пропуском соли при жесткости умягченной воды до 0,20 мг-экв/л или двукратным — при жесткости ниже 0,05 мг-экв/л. По аналогии, при фильтровании умягчаемой воды сверху вниз также возникает противоионный эф-

фект, снижающий глубину умягчения воды, при этом противоионами являются катионы натрия. Этот недостаток устраняется путем подачи регенерационного раствора и умягчаемой воды в разных направлениях, последняя, фильтруясь снизу вверх при выходе из фильтра, соприкасается с наиболее полно отрегенерированными слоями катионита, благодаря чему обеспечивается более глубокое умягчение воды. Такой метод умягчения воды называется методом *противоточного катионирования*. При этом значительно снижается расход реагентов на регенерацию катионита без уменьшения глубины умягчения. На рис. 20.13 показан фильтр противоточного катионирования.

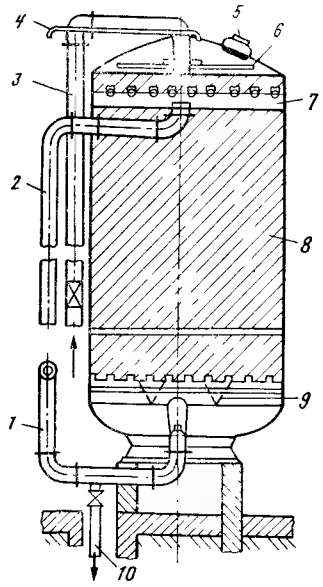


Рис. 20.13. Противоточный катионитовый фильтр

1, 2 — ввод исходной и отвод умягченной воды; *3, 10* — подача регенерационного раствора и сброс отмывочной воды; *4* — воздушник; *5* — люк; *6* — реагенторасределитель; *7, 9* — дренажная и распределительная колпачковая система; *8* — слой катионита

Схема одноступенчатого Na-катионирования имеет недостатки, лимитирующие ее применение: невозможность глубокого умягчения воды (до 0,01 ... 0,02 мг-экв/л); высокий удельный расход соли на регенерацию; неполное использование емкости поглощения катионита.

Более глубокого умягчения воды, экономии соли и увеличения фильтроцикла *достигают двухступенчатым Na-катионированием* (рис. 20.14). В этом случае в фильтрах I ступени вода подвергается умягчению до остаточной жесткости 0,1 ... 0,20 мг-экв/л при обычной скорости фильтрования 15 ... 25 м/ч. Затем умягченная вода передается на натрий-катионитовые фильтры II ступени, где жесткость предварительно умягченной воды снижается до 0,02 ... 0,01 мг-экв/л. Так как количество солей жесткости, поступающих на фильтры II ступени незначительно, скорость фильтрования принимают до 40 м/ч, а высоту слоя катионита 1,5 м. Фильтры II ступени создают своего рода барьер, препятствующий проскоку удаляемых катионов при случайных отклонениях в работе фильтров первой ступени. Поэтому натрий-катионитовые фильтры второй ступени называют барьерными. При их наличии упрощается эксплуатация установки, поскольку катионитовые фильтры первой ступени отключаются на регенерацию не по проскоку катионов солей жесткости, требующему тщательного контроля жесткости фильтрата, а по количеству воды, прошедшей через них. Некоторое повышение количества солей жесткости после фильтров первой ступени неопасно, так как они будут задержаны барьерными фильтрами. Емкость поглощения на фильтрах и сроки их полезной работы при двухступенчатом катионировании увеличиваются. Так как фильтры второй ступени несут небольшую нагрузку по умягчению воды, продолжительность межрегенерационной их работы достигает 200 ч.

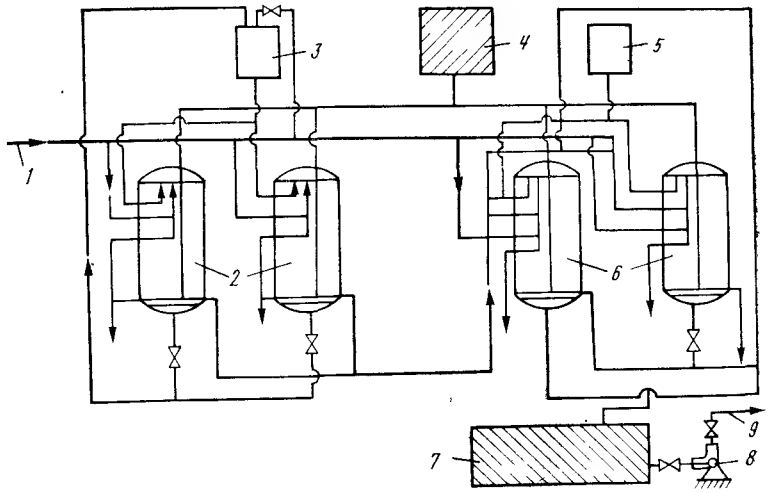


Рис. 20.14. Схема двухступенчатого натрий-катионитового умягчения воды.

1, 9 — подача исходной и отвод умягченной воды; *2, 6* — натрий-катионитовые фильтры I и II ступени; *3, 5* — баки с раствором соли для регенерации фильтров I и II ступени; *4* — бак с водой для взрыхления загрузки фильтров; *7* — резервуар умягченной воды; *8* — насос

Катионит после регенерации фильтров первой ступени отмывают неумягченной водой до тех пор, пока содержание хлоридов в фильтрате не станет примерно равным содержанию их в отмывочной воде. Половину отмывочной воды направляют в водостоки, а вторую половину в баки для использования при взрыхлении катионита или для приготовления регенерационного

Таблица 20.4

Технологические данные для расчета натрий-катионитных фильтров

Показатель	Фильтр I ступени	Фильтр II ступени
Высота слоя катионита (по заводским данным), м	2—2,5	1,5
Крупность зерен катионита, мм	0,5—1,2	0,5—1,2
Количество фильтров (I ступени — не менее двух и один резервный)	По расчету	По расчету
Скорость фильтрования[2], м/ч, нормальная не должна превышать при жесткости воды:		
5 мг-экв/л	25 (35)[1]	
5—10 мг-экв/л	15 (25)[1]	Не более 40
10—15 мг-экв/л	10 (20)[1]	
Потери напора при фильтровании, м	См. табл. 20.5	13—15
Взрыхляющая промывка катионита[3]:		
интенсивность, л/(м²·с), при крупности зерен катионита, мм:		
0,5—1,1	4	4
0,8—1,2	5	5
продолжительность, мин	20—30	20—30
Удельный расход соли на регенерацию, г/г-экв, принимают по рис. 20.11 или ориентировочно при двухступенчатом катионировании (остаточной жесткости после первой ступени — 0,1 мг-экв/л) и жесткости обрабатываемой воды, мг-экв/л, не более:		
5	100—120	—
10	120—150	—
15	170—250	—
20	275—300	—
Концентрация регенерационного раствора, %	5—8	8—12
Скорость пропуска регенерационного раствора, м/ч	3—4	3—5
Рабочая обменная емкость катионита, г-экв/м³	По формуле	250—300
Отмывка катионита от продуктов регенерации:		
скорость пропуска отмывочной воды через катионит, м/ч	6—8	6—8
удельный расход отмывочной воды, м³/м³ катионита, при загрузке фильтра:		
сульфоуглем	5	6
катионитом КУ-2	6	8

Примечания: 1. В скобках даны скорости фильтрования при загрузке мелким катионитом с крупностью зерен 0,3—0,8 мм.

2. Допускается кратковременное увеличение скорости на 10 м/ч по сравнению с указанными при выключении фильтра на регенерацию (максимально допустимая скорость). Скорость фильтрования менее 5 м/ч не допускается из-за возможного резкого снижения обменной емкости катионита.

3. Вода на взрыхляющую промывку должна подаваться насосами из бака, объем которого выбирается в зависимости от диаметра и числа фильтров, подлежащих одновременной промывке; кроме того, этот объем должен обеспечивать одну дополнительную промывку сверх расчетной. Насос, подающий

воду в промывочный бак, должен обеспечивать его наполнение за время, меньшее, чем интервалы между промывками фильтров.

Допускается взрыхляющая промывка из трубопровода осветленной воды, если расход на взрыхление не превышает 50% общего расхода фильтрата. Промывка может осуществляться из бака осветленной воды, емкость которого должна предусматривать расход воды на промывку и дополнительную промывку сверх расчетного их числа. Скорости в трубопроводах, подающих и отводящих промывную воду, принимаются равными 1,5—2 м/с. Должны быть исключены возможность подсоса воздуха промывочным трубопроводом, а также подпор воды в отводящих трубопроводах.

4. Число регенераций каждого натрий — катионитного фильтра первой ступени в сутки принимается от одного до трех.

5. При производительности установки менее 20 м³/ч целесообразно при проектировании рассмотреть вариант промывки и регенерации только в дневную смену.

раствора. Удельный расход воды на отмывку принимают равным 4 ... 5 м³/м³ катионита. Катионит в фильтрах второй ступени отмывают фильтратом первой ступени. Удельный расход соли принимают 300 ... 400 г/г-экв задержанных катионов жесткости.

Объем катионита, м³, в фильтрах первой ступени

$$V_к = \frac{24Q Ж_н}{n e_р^{Na}}, \qquad (20.19)$$

где Q — расход умягченной воды, м³/ч; $Ж_н$ — общая жесткость исходной воды, г-экв/м³; $e_р^{Na}$ — рабочая обменная емкость катионита при натрий-катионировании, г-экв/м³; $n = 1 \ldots 3$ — число регенераций каждого фильтра в сутки.

Рабочая обменная емкость катионита при натрий-катионировании

$$e_р^{Na} = \alpha_э^{Na} \beta_{Na} E_п - 0{,}5 q_у Ж_н, \qquad (20.20)$$

где $\alpha_э^{Na}$ — коэффициент эффективности регенерации (зависит от удельного расхода соли на регенерацию); β_{Na} — коэффициент, учитывающий снижение обменной емкости катионита по катионам Ca(II) и Mg(II) вследствие частичного задержания катионов Na^+; $E_п$ — полная обменная емкость катионита, определяемая по паспортным данным; $q_у = 4 \ldots 6$ — удельный расход воды на отмывку катионита, м³/м³ (табл. 20.4).

Площадь катионитовых фильтров первой ступени

$$A_к = \frac{V_к}{h_к}, \qquad (20.21)$$

где $h_к = 2 \ldots 3$ — высота слоя катионита в фильтре, м.

Скорость фильтрования воды на катионитовых фильтрах первой ступени принимают в зависимости от жесткости исходной воды

Общая жесткость воды, мг-экв/л	до 5	5 . . . 10	10 . . . 15
Скорость фильтрования, м/ч	25	15	10

Допускается кратковременное увеличение скорости фильтрования на 10 м/ч по сравнению с указанными выше значениями при выключении фильтров на регенерацию или ремонт.

Количество катионитовых фильтров первой ступени принимают: рабочих — не менее 2, резервных — 1.

Таблица 20.5

Потеря напора (м) в катионитных фильтрах (включены потери в коммуникациях фильтра, в дренажной системе и катионите)

Высота слоя, м, катионита с крупностью зерен 0,5—1,1 мм и 0,8—1,2 мм	Скорость фильтрования, м/ч				
	5	10	15	20	25
2	4(5)	5(6)	5,5	6(7)	7(9)
2,5	4,5(5,5)	5,5(6,5)	6(7)	6,5(7,5)	7,5(9,5)

Примечание. В скобках даны потери напора для мелкого катионита (зерна крупностью 0,3—0,8 мм).

20.11. Водород-натрий-катионитовое умягчение воды

Обработка воды водород-катионированием (Н-катионированием) основана на фильтровании ее через слой катионита, содержащего в качестве обменных ионов катионы водорода. Процесс описывается следующими реакциями:

$$2H[K] + \frac{Ca(HCO_3)_2}{Mg(HCO_3)_2} \rightleftarrows \frac{Ca[K]_2}{Mg[K]_2} + 2H_2O + 2CO_2\uparrow,$$

$$2H[K] + \frac{CaCl_2}{MgCl_2} \rightleftarrows \frac{Ca[K]_2}{Mg[K]_2} + 2HCl,$$

$$2H[K] + \frac{CaSO_4}{MgSO_4} \rightleftarrows \frac{Ca[K]_2}{Mg[K]_2} + H_2SO_4,$$

$$2H[K] + \frac{CaSiO_3}{MgSiO_3} \rightleftarrows \frac{Ca[K]_2}{Mg[K]_2} + H_2SiO_3,$$

$$2H[K] + Na_2SO_4 \rightleftarrows 2Na[K] + H_2SO_4,$$

$$H[K] + NaCl \rightleftarrows Na[K] + HCl.$$

При Н-катионировании воды (табл. 20.6) значительно снижается ее pH из-за кислот, образующихся в фильтрате. Выде-

Таблица 20.6

Н-катионирование в различных схемах обработки воды

Технологическая схема обработки воды	Показатель отключения Н-катионитного фильтра на регенерацию	Результат обработки воды	Рекомендации к применению
Н-катионирование с «голодной» регенерацией фильтров и последующим фильтрованием через буферные саморегенерирующиеся фильтры	Повышение щелочности фильтрата	$Щ_о \leqslant 0{,}7 \div 1{,}5$ мг-экв/л; $Ж_о = Ж_н + (0{,}7 \div 1{,}5)$ мг-экв/л; снижение солесодержания	рис. 20.15
Последовательное Н-Na-катионирование с «голодной» регенерацией Н-катионитных фильтров	То же	$Щ_о \leqslant 0{,}7$ мг-экв/л; $Ж_о = 0{,}01$ мг-экв/л; снижение солесодержания	Схема используется при подготовке добавка к питательной воде паровых котлов, испарителей и т. п.
Параллельное Н-Na-катионирование	Повышение общей жесткости фильтрата	$Ж_о = 0{,}1$ мг-экв/л; $Щ_о = 0{,}4$ мг-экв/л; снижение солесодержания. При наличии Na-катионитного фильтра второй ступени $= Ж_о = 0{,}01$ мг-экв/л	Применяется, когда по составу исходной воды невозможно осуществить схему с «голодной» регенерацией. Пригодна для обработки мало- и среднеминерализованных вод при содержании $(Cl^- + SO_4^{2-}) \leqslant 4$ мг-экв/л; $Na^+ \leqslant 2$ мг-экв/л
Частичное химическое обессоливание	«Проскок» жесткости	0,1 мг-экв/л; снижение щелочности; снижение солесодержания	рис. 20.15, а. Схема используется, когда не требуется удалять из воды ионы натрия
Частичное химическое обессоливание	Снижение кислотности фильтрата	Снижение солесодержания, удаление углекислоты; удаление части Na^+ в соответствии с необходимым снижением солесодержания	рис. 20.15, б, в.
Полное химическое обессоливание	«Проскок» ионов натрия	Полное удаление катионов, анионов и кремниевой кислоты	В котельных низкого и среднего давления не применяется

ляющийся при Н-катионировании оксид углерода(IV) можно удалить дегазацией, и в растворе останутся минеральные кислоты в количествах, эквивалентных содержанию сульфатов и хлоридов в исходной воде.

Из приведенных выше реакций для натрий-катионитового умягчения воды видно, что щелочность воды в процессе ионного обмена не изменяется. Следовательно, пропорционально смешивая кислый фильтрат после Н-катионитовых фильтров со щелочным фильтратом после Na-катионитовых фильтров, можно получить умягченную воду с различной щелочностью. В этом заключается сущность и преимущество Н—Na-катионитового метода умягчения воды. *Применяют параллельное, последовательное и смешанное (совместное)* Н—Na-катионирование.

При параллельном Н—Na-катионировании (рис. 20.15, а) одна часть воды пропускается через Na-катионитовые фильтры, другая — через Н-катионитовые фильтры, а затем оба потока смешивают. Образующиеся щелочные и кислые воды смешивают в такой пропорции, чтобы их остаточная щелочность не превышала 0,4 мг-экв/л. Для получения устойчивого и глубокого умягчения (до 0,01 мг-экв/л) воду после дегазатора пропускают через барьерный натрий-катионитовый фильтр.

Схему параллельного Н—Na-катионирования целесообразно применять в тех случаях, когда суммарная концентрация сульфатов и хлоридов в умягчаемой воде не превышает 4 мг-экв/л и содержание натрия не более 2 мг-экв/л.

При последовательном Н—Na-катионировании (рис. 20.15, б) часть воды пропускают через Н-катионитовые фильтры, затем смешивают с остальной водой, полученную смесь пропускают через дегазатор для удаления оксида углерода(IV), а затем всю воду подают на натрий-катионитовые фильтры. Количество воды, подаваемое на Н-катионирование, определяют, как и при параллельном Н—Na-катионировании. Подобная схема позволяет более полно использовать обменную емкость Н-катионита и снизить расход кислоты на его регенерацию, поскольку отключение Н-катионитовых фильтров в данном случае диктуется не проскоком катионов жесткости порядка 0,5 мг-экв/л, а допускаемым их содержанием — 1,0 мг-экв/л. При повышенных требованиях к умягчению воды схема дополняется барьерными натрий-катионитовыми фильтрами. К недостатку схемы следует отнести большой расход электроэнергии, затрачиваемой на передачу воды через последовательно включенные фильтры. Схему последовательного Н—Na-катионирования применяют при умягчении воды с повышенными жесткостью и содержанием солей; остаточная щелочность при этом составляет примерно 0,7 мг-экв/л.

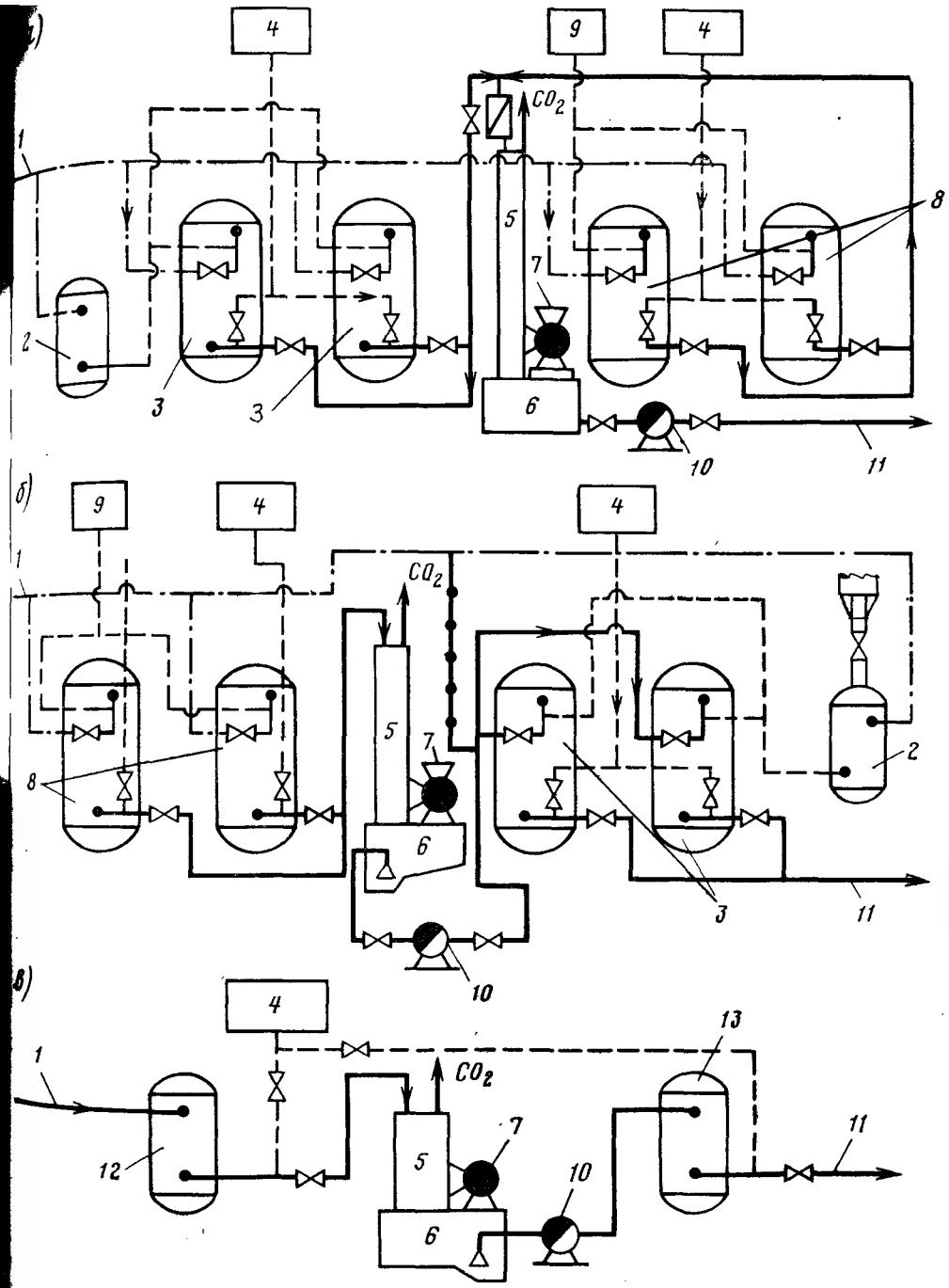


Рис. 20.15. Схемы параллельного (*а*), последовательного (*б*) и совместного (*в*) водород—натрий-катионитового умягчения воды.

1, 11 — подача исходной и отвод умягченной воды; *2* — солерастворитель; *3* — группа натрий-катионитовых фильтров; *4* — бак для взрыхления; *5* — дегазатор; *6* — резервуар умягченной воды; *7* — вентилятор; *8* — группа водород-катионитовых фильтров; *9* — бак для хранения раствора кислоты; *10* — насос; *12* — водород—натрий-катионитовый фильтр; *13* — буферный натрий-катионитовый фильтр

Известна схема последовательного Н—Na-катионирования воды при «голодном» режиме регенерации Н-катионитовых фильтров.

При обычном Н-катионировании регенерация проводится с удельным расходом кислоты, в 2,5—2 раза больше теоретически необходимого, который отвечает процессу эквивалентного обмена катионов между раствором и катионитом. Избыток кислоты, не участвующий в реакциях обмена ионов, сбрасывается из фильтра вместе с продуктами регенерации. При «голодной» регенерации Н-катионитного фильтра удельный расход кислоты равен его теоретическому удельному расходу, т. е. 1 г-экв/г-экв, или в пересчете на граммы для H_2SO_4 — 49 г/г-экв. Все ионы водорода регенерационного раствора при этом полностью задерживаются катионитом, вследствие чего сбрасываемый регенерационный раствор и отмывочные воды не содержат кислоты. В отличие от обычных Н-катионитных фильтров, в которых весь слой катионита при регенерации переводится в Н-форму, при «голодном» режиме регенерируются, т. е. переводятся в Н-форму, только верхние слои, а нижние слои остаются в солевых формах и содержат катионы Ca(II), Mg(II) и Na(I).

В верхних слоях катионита, отрегенерированного «голодной» нормой кислоты, при работе фильтра имеют место все реакции ионного обмена, приведенные выше. В нижележащих, неотрегенерированных слоях катионита ионы водорода образовавшихся минеральных кислот обмениваются на ионы Ca(II), Mg(II) и Na(I) по уравнениям

$$\frac{Ca[K]_2}{Mg[K]_2} + \frac{2HCl}{H_2SO_4} \rightarrow 2H[K] + \frac{CaCl_2}{MgSO_4},$$

$$Na[K] + HCl \rightarrow H[K] + NaCl,$$

т. е. происходит нейтрализация кислотности воды и при этом восстанавливается ее некарбонатная жесткость, а зона слоя, содержащего ионы H^+, смещается постепенно книзу.

Так как содержащаяся в воде угольная кислота является слабой, в реакциях ионного обмена она может участвовать лишь после удаления сильных кислот. В самых нижних слоях фильтра этот процесс завершиться до полного восстановления карбонатной жесткости не успевает. Поэтому фильтрат имеет малую карбонатную жесткость (численно она равна щелочности) и содержит много углекислоты. К моменту окончания рабочего цикла фильтра ионы водорода, введенные в катионит при регенерации, полностью удаляются из катионита в виде H_2CO_3, которая находится в равновесии с дегидратированной формой CO_2.

Технология Н-катионирования с «голодной» регенерацией обеспечивает получение фильтрата с минимальной щелочностью

(исключение сброса кислых стоков при регенерации и кислого фильтрата в рабочем цикле). Она рекомендуется для обработки природных вод определенного состава и при использовании катионита средне- или слабокислотного типа при условиии правильного осуществления режима регенерации.

При непостоянстве качества исходной воды, неточном соблюдении рекомендаций по применению рассматриваемой технологии Н-катионирования во избежание колебаний щелочности и проскоков кислого фильтрата после Н-катионитных фильтров с «голодной» регенерацией в схеме ВПУ устанавливаются буферные нерегенерирующиеся фильтры с высотой слоя катионита 2 м и скоростью фильтрования до 40 м/ч. К буферным фильтрам не допускается подвод регенерационного раствора кислоты; взрыхляющая промывка осуществляется осветленной исходной водой.

Разработанная Н. П. Субботиной технология Н-катионирования с «голодной» регенерацией предназначена для обработки природных вод гидрокарбонатного класса. В гидрохимии к водам этого класса принято относить воды, в которых из числа главных анионов (SO_4^{2-}, Cl^-, HCO_3^-) наибольшую концентрацию, выраженную в мг-экв/л, имеет ион HCO_3^-. Воды около 80% рек России принадлежат к гидрокарбонатному классу.

В процессе Н-катионирования с «голодной» регенерацией происходит частичное умягчение воды и существенное снижение ее щелочности; в результате удаления карбонатной жесткости достигается уменьшение общего солесодержания воды; концентрация углекислоты увеличивается на величину снижения щелочности. На эффект очистки воды влияет присутствие в исходной воде ионов натрия. Когда концентрация натрия невелика, общая жесткость фильтрата по величине близка к некарбонатной жесткости исходной воды и незначительно изменяется на протяжении рабочего цикла фильтра, так же как и общая щелочность фильтрата, которая составляет 0,3—0,5 мг-экв/л. Когда в исходной воде много натрия, щелочность фильтрата от начала рабочего цикла снижается, затем возрастает и в среднем за цикл составляет 0,7—0,8 мг-экв/л; в начале и конце рабочего цикла получается глубокоумягченный фильтрат, появление некарбонатной жесткости наблюдается в средней части фильтроцикла.

Если для ионного состава исходной воды ввести обозначения для соотношения концентраций катионов (К) и анионов (А) в виде выражений

$$K = \frac{[Na^+]}{[Ca^{2+}] + [Mg^{2+}]} = \frac{[Na^+]}{Ж_0};$$

$$A = \frac{[HCO_3^-]}{[Cl^-][SO_4^{2-}]};$$

где $[Na^+]$, $[Ca^{2+}]$, $[Mg^{2+}]$ — концентрации в воде соответственно ионов натрия, кальция и магния, мг-экв/л; $[HCO_3^-]$, $[Cl^-]$, $[SO_4^{2-}]$ — концентрации в воде соответственно бикарбонатов, хлоридов и сульфатов, мг-экв/л; $Ж_0$ — общая жесткость исходной воды, мг-экв/л; то условия применения Н-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров определяются данными, приведенными в табл. 20.7, а их расчет согласно данных табл. 20.8.

Таблица 20.7

Область применения Н-катионирования с «голодной» регенерацией

Исходная вода гидрокарбонатного класса	Рабочая обменная емкость катионита сульфоугля (КБ-4), г-экв/м³	Удельный расход серной кислоты на регенерацию, г/г-экв	Щелочность обработанной воды, мг-экв/л	Примечание
Слабо- и средне-минерализованная, $0 < K < 1$; $1 > A > 0,5$	300(600)	49	0,3—0,5	В течение фильтроцикла щелочность фильтрата изменяется не значительно
Средне- и высокоминерализованная, $K > 1$; $1 < A < 10$	250(500)	49	0,7—1,5	Средняя щелочность за фильтроцикл не менее 0,7—0,8 мг-экв/л, жесткость появляется в средней части фильтроцикла, а затем быстро снижается

В случае Н-катионирования с «голодной» регенерацией весь поток умягчаемой воды последовательно проходит через Н-катионитовые фильтры, регенерируемые стехиометрическим количеством кислоты, затем через дегазатор для удаления оксида углерода(IV) и далее через одну или две ступени натрий-катионитовых фильтров. Стехиометрический расчет режима регенерации Н-катионита позволяет устранить из воды лишь карбонатную жесткость, некарбонатная жесткость удаляется при Na-катионировании. По этой схеме отсутствуют кислые стоки и можно получить глубоко умягченную воду с остаточной щелочностью $Щ_0 \leqslant 0,7$ мг-экв/л. Эту схему используют для умягчения вод, содержащих до 3 г/л солей при различной концентрации

натрия, но карбонатная жесткость должна быть не менее 1 мг-экв/л.

Таблица 20.8

Технологические данные для расчета Н-катионитных фильтров

Показатель	Н-катионирование	
	обычное	противоточное
Высота слоя катионита, м	2,5	3,3
Допустимая скорость фильтрования, м/ч	5—30	
Рекомендуемая скорость фильтрования, м/ч (в скобках — максимальная при регенерации одного из фильтров), при жесткости обрабатываемой воды, мг-экв/л, менее:		
5	20(30)	
10	15(25)	
15	10(20)	
Потери напора при фильтровании, м	По табл. 20.6	
Взрыхляющая промывка катионита:		
интенсивность, л/(м²·с)	По табл. 20.4	
продолжительность, мин	»	
Количество регенераций каждого (кроме резервного) фильтра в сутки при наименее благоприятном качестве воды в зависимости от степени автоматизации и производительности ВПУ и марки катионита	Не менее 1 и не более 3	
Регенерация катионита:		
удельный расход серной кислоты, г/г-экв	По графику рис. 20.18	
концентрация раствора при загрузке:		
катионитом КУ-2, %	Нарастающей концентрацией[1] 1→3→6	
сульфоуглем	1—1,5	
Скорость пропуска регенерационного раствора, м/ч	Не менее 10	
Отмывка катионита[3]:	Осветленной водой:	Н-катионированной водой
удельный расход, м³/м³		
для сульфоугля	5	—
для КУ-2	6,5	—
скорость пропуска отмывочной воды, м/ч	Не менее 10	
Общая продолжительность регенерации, ч	По расчету	

Примечания: 1. Применение нарастающей концентрации кислоты (от 1 до 6%) позволяет увеличить емкость поглощения катионита на 30—35%.

2. Отмывка катионита заканчивается при кислотности фильтрата, равной сумме хлоридов и сульфатов в воде, поступающей на отмывку.

3. Первую половину отмывочной воды следует направлять на нейтрализацию и в накопители, вторую половину — в баки для взрыхления катионита.

Совместное Н—Na-катионирование (рис. 20.15, *в*) осуществляют в одном фильтре, верхним слоем загрузки которого является Н-катионит, а нижним — натрий-катионит. Катионит реге-

нерируют следующим образом. После взрыхления слоя его обрабатывают сначала раствором кислоты, затем раствором поваренной соли с последующей отмывкой. При совместном Н—Na-катионировании остаточная щелочность воды составляет 1,5...2,0 мг-экв/л, а жесткость 0,1...0,3 мг-экв/л. Жесткость исходной воды должна составлять не более 6 мг-экв/л, содержание натрия до 1...1,5 мг-экв/л, отношение карбонатной жесткости к некарбонатной должно быть больше единицы. Достоинством данной схемы является отсутствие кислых стоков, недостатком — сложность регенерации.

Расход воды $q_п^{Na}$ подаваемой на натрий-катионитовые фильтры, и $q_п^н$, подаваемый на Н-катионитовые, определяют по формулам

$$q_п^{Na} = q_п - q_п^н, \qquad (20.22)$$

$$q_п^н = q_п \frac{Щ - Щ_у}{A_1 + Щ}, \qquad (20.23)$$

где $q_п$ — полезная производительность Н—Na-катионитовой установки, м³/ч; $q_п^{Na}$ и $q_п^н$ — полезная производительность Na и Н-катионитовых фильтров, м³/ч; $Щ_у$ — требуемая щелочность умягченной воды, мг-экв/л; Щ — щелочность исходной воды мг-экв/л; A_1 — суммарное содержание в умягченной воде анионов сильных кислот, мг-экв/л.

Объем катионита $V_н$, м³, в Н-катионитовых и V_{Na}, м³, в Na-катионитовых фильтрах определяют по формулам

$$V_н = \frac{24 q_п^н (Ж_0 - C_{Na})}{n e_р^н}, \qquad (20.24)$$

$$V_{Na} = \frac{24 q_п^{Na} Ж_0}{n e_р^{Na}}, \qquad (20.25)$$

где $Ж_0$ — общая жесткость умягчаемой воды, г-экв/м³; C_{Na} — концентрация в воде натрия, г-экв/м³; $n=1...3$ — число регенераций каждого фильтра в сутки; $e_р^{Na}$ и $e_р^н$ — рабочая обменная емкость Na и Н-катионита, г-экв/м³.

Рабочая обменная емкость, г-экв/м³, Н-катионита

$$e_р^н = \alpha_э^н E_п - 0{,}5 q_у C_к; \qquad (20.26)$$

где $\alpha_э^н$ — коэффициент эффективности регенерации Н-катионита, зависящий от удельного расхода кислоты; $E_п$ — полная обменная емкость катионита (паспортная) в нейтральной среде; $q_у$ — удельный расход воды на отмывку катионита после регенерации, принимаемый 4...5 м³/м³ объема катионита в фильтре; $C_к$ — общее содержание в воде катионов кальция, магния, натрия и калия, г-экв/м³.

Суммарная площадь, м², Н и Na-катионитовых фильтров

$$A_н = \frac{V_н}{h_к}; \quad A_{Na} = \frac{V_{Na}}{h_к}, \qquad (20.27)$$

где $h_к=2...2{,}5$ — высота слоя катионита в фильтре, м.

Количество Na и Н-катионитовых фильтров в установке должно быть не менее двух. При количестве фильтров на установке менее шести принимают один резервный фильтр, при большем их количестве — два.

Для удаления оксида углерода (IV) из воды после Н-катионирования, а также из смешанной воды после Н—Na-катионирования применяют вакуумно-эжекционные аппараты или дегазаторы с кольцами Рашига 25×25×3 мм. Высоту слоя насадки подбирают в зависимости от концентрации, мг/л, оксида углерода (IV) в воде, подаваемой в дегазатор:

$$[CO_2] = [CO_2]_н + 44Щ,$$

где $[CO_2]_н$ — концентрация свободного оксида углерода (IV) в исходной воде, мг/л; Щ — щелочность умягчаемой воды, мг-экв/л.

Вентилятор к дегазатору подбирают, исходя из условия подачи 20 м³ воздуха на 1 м³ обрабатываемой воды. Развиваемый им напор определяют на основании учета сопротивления насадки, для колец Рашига — 294,3 Па на 1 м высоты слоя, все другие сопротивления принимают равными 294,3...392,4 Па.

Н-катионитовые фильтры регенерируют 1...1,5%-ным раствором серной кислоты. Регенерационный раствор серной кислоты фильтруют через слой катионита со скоростью не менее 10 м/ч с последующей его отмывкой неумягченной водой, пропускаемой через катионит сверху вниз со скоростью 10 м/ч. Расход 100%-ной кислоты, кг, на одну регенерацию Н-катионитового фильтра $q_к$

$$q_к = \frac{a q_{уд} e_р^н h_к}{1000}, \qquad (20.28)$$

где a — площадь одного Н-катионитового фильтра, м²; $q_{уд}$ — удельный расход кислоты для регенерации катионита, г/г-экв.

Процесс регенерации Н-катионитовых фильтров описывается следующей реакцией:

$$\frac{Ca[K]_2}{Mg[K]_2} + H_2SO_4 \rightleftarrows 2H[K] + \frac{CaSO_4}{MgSO_4}.$$

20.12. Умягчение воды натрий—хлор-ионированием

Как показывает название этого метода обработки воды, он основывается на применении катионита в Na-форме и анионита в Cl-форме; регенерация обоих ионитов проводится раствором поваренной соли (рис. 20.16).

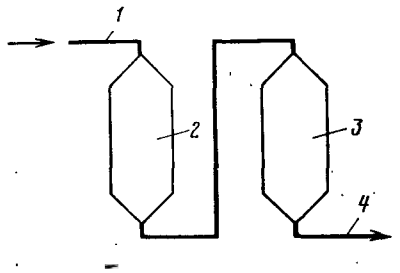


Рис. 20.16. Схема натрий—хлор-ионирования воды.
1, 4 — подача исходной и отвод умягченной воды; *2* — натрий-катионитовый фильтр; *3* — хлор-анионитовый или совместный натрий—хлор-ионитовый фильтр

Хлор-ионирование осуществляется после предварительного натрий-катионирования. На натрий-катионитных фильтрах протекают реакции, рассмотренные выше и обрабатываемая вода умягчается, в ней остаются только соли натрия: $NaHCO_3$, Na_2SO_4, NaCl, $NaNO_3$. При пропуске натрий-катионированной воды через сильноосновный анионит в хлор-форме протекают реакции обмена анионов, содержащихся в Na-катионированной воде, на ионы хлора, находящиеся в анионите, а, именно:

$$2Cl\,[A] + Na_2SO_4 \rightleftarrows SO_4\,[A]_2 + 2NaCl,$$

$$Cl\,[A] + \frac{NaNO_3}{NaHCO_3} \rightleftarrows \frac{NO_3\,[A]}{HCO_3\,[A]} + NaCl.$$

В результате сорбции иона HCO_3^- снижается щелочность обрабатываемой воды, она минимальна в начале рабочего цикла, а затем постепенно повышается. Конец рабочего цикла хлор-анионитного фильтра устанавливают по возрастанию щелочности фильтрата до заданной величины.

Практика показала, что применение слабоосновных анионитов в описанной технологии Na—Cl-ионирования оказалось невозможным, так как после двух-трех регенераций поваренной солью аниониты этого типа не восстанавливают своей обменной емкости. Претворение в жизнь этой технологии встретило и ряд других трудностей. Для продления срока службы сильноосновного анионита, например АВ-17-8, необходимо, чтобы в схемах Na—Cl-ионирования обрабатываемая вода не содержала железа и органических веществ. В подземных водах очень часто содержится двухвалентное железо, и тогда требуется исходную воду предварительно обезжелезивать. Поверхностные воды, для которых обязательна коагуляция в целях удаления органических веществ, обычно при необходимости снизить щелочность обрабатываются на предочистке известью, после чего они не нуждаются в Na—Cl-ионировании.

Для регенерации анионита требуется поваренная соль высокого качества с минимальным содержанием посторонних примесей; для собственных нужд анионитных фильтров должна применяться умягченная вода.

Метод натрий—хлор-ионирования следует применять в исключительных случаях при соотношении анионов в исходной воде

$$\frac{HCO_3^-}{SO_4^{2-} + NO_3^-} \geqslant 1$$

и суммарной концентрации сульфатов и нитратов не более 3 мг-экв/л.

В котельных установках обычно требуется глубокое умягчение воды, для чего применяют две ступени натрий-катионирования воды. В случае Na—Cl-ионирования после натрий-катионитных фильтров первой ступени ставятся фильтры второй ступени, где натрий-катионирование совмещается с хлор-ионированием, при этом в низ фильтра загружается катионит, а сверху помещается анионит типа АВ-17. В процессе регенерации фильтра второй ступени раствором поваренной соли ионы натрия — регенерируют катионит, а ионы хлора — анионит.

Расход соли принимается равным 100—120 кг/м³ анионита. Регенерационный раствор готовится обязательно на умягченной воде. Расход воды на отмывку 3—4 м³/м³. Скорость фильтрования принимается 15—20 м/ч, количество фильтров — 2—3. При отключении хлор-анионитного фильтра при щелочности 1,0—1,5 мг-экв/л средняя щелочность за рабочий цикл получается значительно ниже. Натрий—хлор-ионитный фильтр рассчитывается как натрий-катионитный первой ступени, а необходимый объем анионита определяется при рабочей обменной емкости анионита по иону HCO_3^- 280—300 г-экв/м³. Слой анионита в фильтре принимается минимально необходимым, число регенераций — не более 2 раз в сутки каждого фильтра. Слой катионита — как разность общей высоты слоя загрузки $H_{об}$ стандартного фильтра минус слой анионита, но не менее 0,5 м.

Жесткость умягченной воды равна 0,01 мг-экв/л, щелочность — до 0,2 мг-экв/л. Иониты обычно регенерируют 5%-ным раствором поваренной соли.

Для регенерации катионитовых фильтров первой ступени используют отработанный раствор после регенерации фильтров II ступени.

Объем анионита в фильтрах второй ступени

$$V_A = \frac{24q^{Na}(Щ + [SO_4^{2-}] - 0{,}7)}{nE_п^{HCO_3^-}},$$

где q^{Na} — производительность натрий-катионитовых фильтров, м³/ч; Щ — щелочность умягченной воды, мг-экв/л; $[SO_4^{2-}]$ — содержание сульфат-ионов в исходной воде, мг/л; $n=1...3$ — число регенераций фильтра в сутки; $E_п=500$ — полная обменная емкость анионита по ионам HCO_3^- и SO_4^{2-}, г-экв/м³.

На установках производительностью от 5 до 50 м³/ч натрий—хлор-ионитовый метод умягчения воды имеет ряд преимуществ по сравнению с водород—натрий-катионитовым методом: расходуется только один реагент — поваренная соль, отпадает необходимость в кислотном хозяйстве, не требуется антикоррозионной защиты оборудования, трубопроводов и специальной арматуры. Уменьшается количество оборудования, упрощается контроль за работой и эксплуатацией водоумягчительной установки. Недостаток метода — возрастание хлоридов в умягченной воде на величину, эквивалентную ее щелочности.

20.13. Умягчение воды аммоний-катионированием

При аммоний-катионировании обрабатываемая вода фильтруется через слой катионита, отрегенерированный солями аммония NH_4Cl *или* $(NH_4)_2 \cdot SO_4$. Содержащийся в катионите ион аммония обменивается на катионы Ca(II), Mg(II), Na(I), присутствующие в природной воде, при этом протекают следующие реакции в направлении слева направо:

$$2NH_4[K] + \frac{Ca(HCO_3)_2}{Mg(HCO_3)_2} \rightleftarrows \frac{Ca[K]_2}{Mg[K]_2} + 2NH_4HCO_3;$$

$$2NH_4[K] + \frac{CaCl_2}{MgSO_4} \rightleftarrows \frac{Ca[K]_2}{Mg[K]_2} + \frac{2NH_4Cl}{(NH_4)_2SO_4},$$

$$NH_4[K] + NaCl \rightleftarrows Na[K] + NH_4Cl.$$

Как видно из реакций обмена, в фильтрате образуются соли аммония, соответствующие имеющимся в воде анионам. Аммоний-катионированная вода умягчается, а щелочность ее имеет такую же величину, как и у исходной воды.

При нагревании воды в котле соли аммония разлагаются:

$$NH_4HCO_3 \rightleftarrows NH_3\uparrow + H_2O + CO_2\uparrow,$$

$$NH_4Cl \rightleftarrows NH_3\uparrow + HCl,$$

$$(NH_4)_2SO_4 \rightleftarrows 2NH_3\uparrow + H_2SO_4.$$

Образующиеся при разложении бикарбоната аммония аммиак и углекислота уносятся паром, а в котловой воде должны оставаться соляная и серная кислоты. Во избежание коррозии под действием кислот применение аммоний-катионирования в энергетической практике всегда сочетается с натрий-катионированием. В процессе натрий-катионирования карбонатная жесткость превращается в бикарбонат натрия, который в котле разлагается с образованием соды и едкого натра:

$$2NaHCO_3 \rightarrow Na_2CO_3 + H_2O + CO_2\uparrow,$$

$$Na_2CO_3 + H_2O \rightarrow 2NaOH + CO_2\uparrow.$$

Углекислота уносится паром, а сода и едкий натр нейтрализуют кислотность воды, появляющуюся при термическом разложении солей аммония. Чтобы предотвратить чрезмерное снижение щелочности котловой воды, сочетание аммоний-катионирования с натрий-катионированием осуществляют с расчетом получить в умягченной воде концентрацию ионов HCO_3 на 0,3—0,7 мг-экв/л больше концентрации ионов аммония.

Пар котлов, питающихся NH_4—Na-катионированной водой, всегда содержит большое количество аммиака. Учитывая это обстоятельство, аммоний-катионирование воды не следует применять, когда в тепловой схеме котельной установки имеются аппараты (теплообменники и т. п.) и детали из латуни или медных сплавов или когда пар используется для систем горячего водоснабжения или открытых систем теплоснабжения. На всех предприятиях, где в паре не должен содержаться аммиак, от метода аммоний-катионирования воды приходится отказываться.

Комбинирование процессов аммоний и натрий-катионирования возможно с применением схем параллельного или совместного NH_4—Na-*катионирования.* Выбор схемы обусловливается качеством исходной воды.

Схема параллельного NH_4—Na-катионирования применяется при

$$[Na]\% > 30 + 35\% Ж_н,$$

$$40\% < \alpha_{NH_4} < 90\%,$$

где [Na]% — содержание натрия в исходной воде в процентах ее общей жесткости, определяемая по формуле

$$[Na]\% = 100\frac{[Na]_и}{Ж_0},$$

где $[Na]_и$, $Ж_0$ — соответственно содержание натрия и общая жесткость исходной воды, мг-экв/л; α_{NH_4} — степень обмена катионов Ca(II) и Mg(II) на ион аммония, % (в схемах совместного аммоний—натрий-катионирования) или доля воды, поступающей на аммоний-катионитные фильтры, % (в схемах параллельного аммоний—натрий-катионирования), определяется из уравнения

$$\alpha_{NH_4} = \frac{100\,(Ж_к - Щ_{ост})}{Ж_к + [Cl] + [SO_4]},$$

где $Ж_к$ — карбонатная жесткость исходной воды, мг-экв/л; $Щ_{ост}$ — условная «остаточная» щелочность умягченной воды после совместного аммоний—натрий-катионирования или после смешения потоков NH_4 и Na-катионированных вод, мг-экв/л; условная потому, что она соответствует только содержанию $NaHCO_3$ в умягченной воде.

Если в исходной воде практически нет натрия, уравнение примет вид

$$\alpha_{NH_4} = \frac{100\,(Ж_к - Щ_{ост})}{Ж_и}.$$

Степень обмена жесткости на натрий (при совместном аммоний—натрий-катионировании) или доля воды, поступающей на натрий-катионитные фильтры в схеме параллельного аммоний—натрий-катионирования, α_{Na}, % определяются из уравнения

$$\alpha_{Na} = 100 - \alpha_{NH_4}.$$

При расчете катионитных фильтров в схемах параллельного или совместного аммоний—натрий-катионирования следует пользоваться из таблиц 20.4 и 20.5 следующими расчетными данными: высота слоя и крупность зерен катионита, скорость фильтрования, потери напора на фильтрах, интенсивность и продолжительность взрыхляющей промывки.

Регенерация аммоний-катионитных фильтров производится раствором сульфата или хлорида аммония. Применение сульфата аммония (используется сорт для сельского хозяйства) обходится дешевле, но при его использовании есть опасность загипсовывания катионита (выпадения $CaSO_4$ на зернах катионита). Для регенерации готовят 2—3%-ный раствор сульфата аммония и пропускают его, а также отмывочную воду со скоростью не менее 10 м/ч.

Удельный расход сульфата аммония принимается равным 200 г/г-экв удаляемой жесткости, при повторном использовании раствора (при двухступенчатой схеме) — 140 г/г-экв.

Рабочую обменную емкость аммоний-катионита принимают на 10—15% больше, чем натрий-катионита. Удельный расход воды на отмывку от продуктов регенерации — 5 м³ на 1 м³ катионита.

Выбор диаметра, количества и остальные расчеты аммоний-катионитных фильтров ведутся аналогично расчету натрий-катионитных фильтров.

При проведении процесса совместного аммоний—натрий-катионирования фильтр регенерируется смешанным раствором сульфата аммония и хлористого натрия. Концентрация сульфата аммония не должна превышать 2—3%, поваренную соль растворяют в этом же объеме.

Состав регенерационного раствора определяется в зависимости от величины α_{NH_4}.

Относительная концентрация NaCl, в % суммы расхода реагентов $(NH_4)_2SO_4 + NaCl$, определяется из уравнения

$$\alpha^р_{Na} = 100 - \alpha^р_{NH_4}.$$

Расход реагентов на одну регенерацию при совместном аммоний—натрий-катионировании определится из уравнений:

расход сульфата аммония $Q^р_{NH_4}$, кг,

$$Q^р_{NH_4} = E_р q_к V \alpha_{NH_4}/(1000 \cdot 100);$$

расход поваренной соли $Q^р_{Na}$, кг,

$$Q^р_{Na} = E_р q_р V \alpha_{Na}/(1000 \cdot 100),$$

где V — объем катионита в фильтре, м³; $E_р$ — рабочая обменная емкость катионита (при совместном катионировании принимается как при NH_4—Na-катионировании), г-экв/м³; $q_р$ — удельный расход реагентов, г/г-экв.

Расход воды на регенерацию аммоний-катионитного фильтра и NH_4—Na-катионитного фильтра рассчитывается так же, как и для натрий-катионитного фильтра, однако, с учетом того, что регенерационный раствор сульфата аммония должен иметь концентрацию не более 2—3% и расход воды на отмывку составляет 5 м³ на 1 м³ катионита.

20.14. Методы известково-катионитовый и частичного катионирования

Известково-катионитовый метод умягчения воды (рис. 20.17) *является смешанным способом и относятся к реагентно-катионитовому.* Карбонатную жесткость исходной воды устраняют известкованием, затем вода поступает на последующее натрий-катионирование. Известкование применяют для снижения щелочности (или карбонатной жесткости). Введение в воду гашеной извести в виде известкового молока или раствора вызывает нейтрализацию свободной углекислоты по уравнению

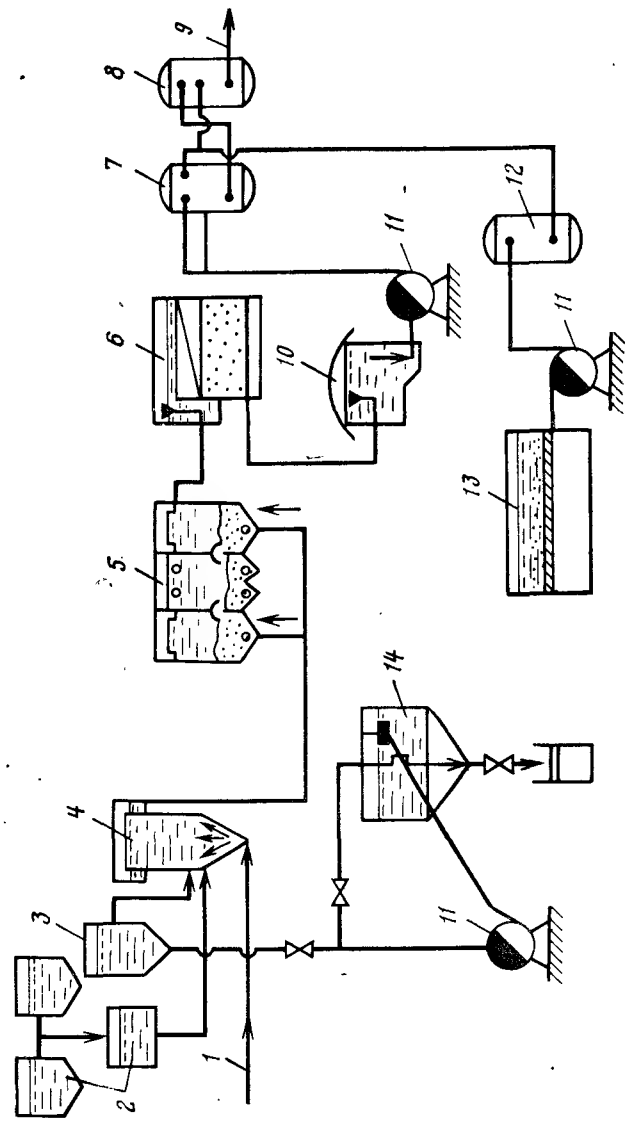


Рис. 20.17. Схема известково-натрий-катионитового умягчения воды.

1, 9 — подача исходной и отвод умягченной воды; *2* — аппаратура для коагулирования воды; *3* — дозатор известкового молока; *4* — смеситель (реактор); *5* — осветлитель со слоем взвешенного осадка; *6* — скорый осветлительный фильтр; *7, 8* — натрийкатионитовый фильтр I и II ступени; *10* — промежуточный резервуар; *11* — повысительный насос; *12* — фильтр для осветления солевого раствора; *13* — бак мокрого хранения поваренной соли; *14* — бак известкового молока с гидравлическим перемешиванием

$$Ca(OH)_2 + CO_2 = CaCO_3\downarrow + H_2O.$$

Затем добавление извести в большем количестве вызывает распад бикарбонатов

$$Ca(HCO_3)_2 + Ca(OH)_2 = 2CaCO_3\downarrow + 2H_2O.$$

Известкованием устраняют из воды и некарбонатную жесткость при pH$\geqslant$10,2 ... 10,3. При значительном содержании Na(I) в умягчаемой воде, если оно более 20% от суммарного содержания Ca(II) и Mg(II), целесообразно применять реагентно-катионитовое умягчение (известкование — натрий-катионирование). При регенерации водород-катионитовых фильтров кислотой в количестве, недостаточном для полного вытеснения катионов, катионит в фильтре будет находиться в двух формах: в верхней части — в H-форме, в нижней — в Ca(II) и Mg(II)-формах. При фильтровании воды через такой фильтр в верхней части фильтра все растворенные соли в результате обмена катионов на H-ион будут превращаться в кислоты

$$2H[K] + \frac{CaCl_2}{Ca(HCO_3)_2} \rightleftarrows Ca[K]_2 + \frac{HCl}{H_2CO_3}.$$

При этом угольная кислота будет распадаться с образованием H_2O и CO_2. В нижних слоях фильтра будет иметь место реакция обмена между Ca и Mg-катионитами и кислотой

$$Ca[K]_2 + 2HCl \rightleftarrows 2H[K] + CaCl_2,$$

в результате чего все некарбонатные соли будут оставаться в воде, а карбонатные удаляться из нее. Такой метод позволяет удалять только соли карбонатной жесткости, снижая щелочность воды до 0,4 ... 0,5 мг-экв/л.

Частичное катионирование можно применять при умягчении воды в том случае, если потребитель не предъявляет высоких требований к жесткости воды. Часть воды поступает на умягчение, затем умягченная вода смешивается с исходной в пропорциях, определяемых качеством воды, необходимым потребителю.

Коэффициент разбавления

$$K = \frac{Ж_{тр} - Ж_{ф}}{Ж_{и} - Ж_{тр}}. \quad (20.29)$$

Расход исходной воды

$$Q_{и} = \frac{KQ_0}{K+1} = Q_0 = Q_{ф}. \quad (20.30)$$

Расход фильтрата

$$Q_{ф} = \frac{Q_0}{K+1}, \quad (20.31)$$

где $Ж_{тр}$ — требуемая жесткость воды, мг-экв/л; $Ж_{ф}$ — жесткость фильтрата; $Ж_{и}$ — исходная жесткость; Q_0 — общий расход воды; $Q_{ф}$ — расход фильтрата; $Q_{и}$ — расход исходной воды, т. е. воды, не подвергшейся умягчению.

20.15. Методы глубокого умягчения воды

При необходимости получения постоянного и глубокого умягчения воды (менее 0,03 мг-экв/л) схему, приведенную на рис. 20.15, а, приходится дополнять натрий-катионитовыми фильтрами второй ступени, так как при практически приемлемой системе контроля за работой катионитовых фильтров при одноступенчатом катионировании трудно уловить начало проскока жесткости в фильтрат и, следовательно, предотвратить периодическое ухудшение его качества. Подобную схему используют, если жесткость исходной воды значительна (более 6...8 мг-экв/л). На определенном этапе работы Н-катионитовых фильтров начинает снижаться кислотность фильтрата в результате попадания в него ранее поглощенных катионов натрия. Для устранения снижения кислотности фильтрата прибегают к двухступенчатому Н-катионированию. На Н-катионитовых фильтрах первой ступени работают до проскока в фильтрат катионов Ca(II) и Mg(II), после чего их отключают на регенерацию. Н-катионитовые фильтры второй ступени служат для задержания из обрабатываемой воды катионов Na(I), которые почти не задерживаются фильтрами первой ступени, при условии работы их до проскока Ca(II) и Mg(II). При извлечении из умягчаемой воды катионов Na(I) кислотность фильтрата сохраняется постоянной длительное время, поскольку Н-катионитовые фильтры второй ступени имеют более продолжительный межрегенерационный период, потому что на них поступает вода с малым содержанием катионов (катионы Ca(II) и Mg(II) уже задержаны в фильтрах первой ступени).

Фильтроцикл на Н-катионитовых фильтрах второй ступени невыгодно заканчивать в момент проскока Na(I) в фильтрат; при обнаружении проскока Na(I) на фильтры второй ступени вместо фильтрата после фильтров первой ступени целесообразней подавать исходную умягчаемую воду. Это позволяет использовать Н-катионитовый фильтр второй ступени в цикле натрий-катионирования воды, так как к моменту проскока Na(I) в фильтрат этот фильтр представляет собой как бы отрегенерированный натрий-катионитовый фильтр. Лишь после проскока в фильтрат Ca(II) и Mg(II) фильтр второй ступени отключают на регенерацию. Таким образом, если к умягченной воде предъявляют высокие требования в отношении глубины умягчения и если вместе с тем исходная вода характеризуется значительным содержанием Na(I) и повышенной карбонатной жесткостью, то схему Н—Na-катионитового умягчения целесообразно принимать в следующем виде. Сначала проводят двухступенчатое Н-катионирование, затем оба фильтрата смешивают и вода подается на дегазатор для удаления свободной углекислоты, после этого вся вода поступает на натрий-катионитовые буферные фильтры.

Другим примером получения глубоко умягченного фильтрата является противоточное катионирование, о котором указывалось выше. Сущность противоточного катионирования заключается в том, что умягчаемая вода направляется через слой катионита снизу вверх, в то время как регенерирующий раствор и отмывочная вода пропукаются через катионит в обычном направлении — сверху вниз.

Противоточное катионирование реализуется в фильтрах с гидравлически зажатой (см. рис. 20.13) загрузкой. Регенерация фильтра производится без предварительных взрыхляющих промывок. Результаты работы таких фильтров показали: возможно повышение скорости противоточного фильтрования до 25 м/ч; при умягчении вод средней жесткости (до 10 мг-экв/л) остаточная жесткость фильтрата не превышает 0,01 мг-экв/л, т. е. получаемый эффект не уступает эффекту двухступенчатого катионирования; при некотором снижении удельного расхода соли на регенерацию (до 165 мг-экв/л) емкость поглощения фильтра уменьшается, но эффект умягчения не снижается; должна быть предусмотрена возможность обратной промывки дренажа током воды от водопровода, так как во время рабочего цикла умягчения дренажные колпачки, расположенные в слое катионита, частично забиваются мелкими зернами; возможно

противоточное катионирование без взрыхляющей промывки загрузки перед ее регенерацией.

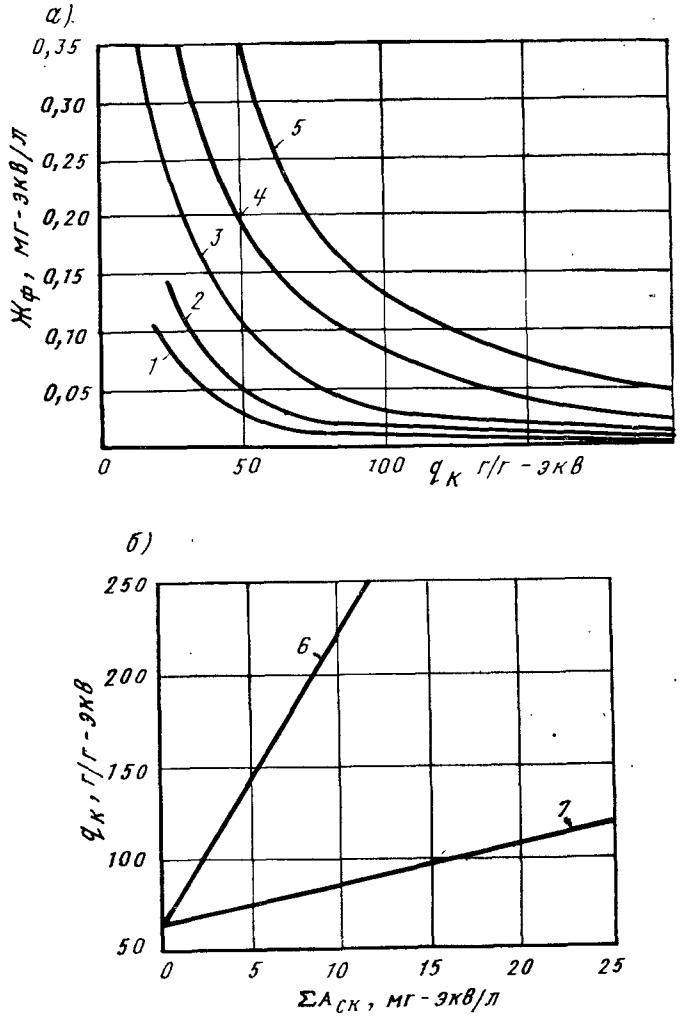


Рис. 20.18. Определение удельного расхода серной кислоты $q_к$ на регенерацию водород-катионитных фильтров в зависимости от требуемой жесткости фильтрата ($Ж_ф$) и общего солесодержания исходной воды в мг-экв/л (*а*) и от суммарного содержания анионов ($\Sigma A_{ск} = SO_4^{2-} + Cl^-$) сульфатов и хлоридов (*б*). *6, 7* — при прямоточной и противоточной регенерации; *1* — 5 мг-экв/л; *2* — 7,0; *3* — 10; *4* — 15; *5* — 20

20.16. Катионитовые фильтры, вспомогательные устройства катионитовых установок

Катионитовые фильтры бывают напорные и открытые. Напорные катионитовые фильтры (горизонтальные, вертикальные) состоят из цилиндрического корпуса, дренажной системы для отвода из фильтров умягченной воды и подачи на него воды для взрыхления катионита, распределительной системы для подачи в фильтр регенерационного раствора и сборной системы для отвода из фильтра воды при взрыхлении катионита и распределения по площади фильтра умягчаемой воды (см. рис. 20.13). Наиболее широко применяют напорные фильтры, главным образом вертикальные. Открытые катионитовые фильтры применяют только на установках большой производительности (более 500 м³/ч) и только при одноступенчатом катионировании.

Напорные катионитовые фильтры выпускают серийно отечественной промышленностью семи типоразмеров различных диаметров и с различной высотой загрузки катионитов, рассчитанные на рабочее давление 0,6 МПа и рабочую температуру до 60 °С (табл. 20.9). Фильтр оборудуют необходимым количеством задвижек (или гидравлических затворов) и вентилей для управления работой фильтра, отбора проб воды. Кроме того, каждый фильтр снабжают следующей контрольно-измерительной аппаратурой: расходометром для измерения производительности фильтра, счетчиком для замера общего количества умягченной воды и двумя манометрами, один из которых показывает давление воды до фильтра, другой — после него. Вся аппаратура сконцентрирована с одной стороны фильтра, называемой фронтом фильтра.

В катионитовых фильтрах поддерживающие слои обычно не устраивают, а применяют щелевые или колпачковые дренажи, не требующие их устройства.

Для предотвращения коррозии внутреннюю поверхность корпуса и все детали катионитовых фильтров, соприкасающиеся с агрессивной средой, либо изготовляют из коррозионно-стойких материалов, либо надежно защищают специальными покрытиями. При использовании для изготовления Н-катионитовых фильтров обычной листовой стали внутреннюю поверхность корпуса фильтра гуммируют, оклеивают винипластовой фольгой или пластикатом, окрашивают перхлорвиниловым или бакелитовым лаком.

В состав катионитовых водоумягчительных установок кроме фильтров входят вспомогательные устройства для регенерации и отмывки фильтров в процессе их эксплуатации. На водоумяг-

Таблица 20.9

Название фильтра	Шифр	Завод изготовитель	Диаметр, мм	Строительная высота, мм	Масса фильтра без арматуры, кг	Нагрузочная масса, т	Цена, руб. на 01.01.84 г.
Натрий-катионитовый первой ступени	—	БиКЗ БиКЗ	1000 1500	3688 3980	1012 1660	5,0 10,0	360 520
Натрий-катионитовый второй ступени	—	БиКЗ БиКЗ	1000 1500	2978 3373	926 1614	3,5 7,5	390 620
Водород-катионитовый первой ступени	—	БиКЗ БиКЗ	1000 1500	3598 3928	1039 1692	5,0 10,0	420 580
Водород-катионитовый второй ступени	—	БиКЗ БиКЗ	1000 1500	2923 3314	957 1678	3,5 7,5	440 660
Ионообменный натрий-катионитовый первой ступени	ФИПа I—1,0—6 ФИПа I—1,4—6	БиКЗ БиКЗ	1000 1400	3753 4016	1068 1771	5,9 6,8	— —
То же, второй ступени	ФИПа I—1,0—6 ФИПа I—1,0—6	БиКЗ БиКЗ	1000 1400	3040 3410	984 1666	4,7 5,6	— —
Ионообменный водород-катионитовый первой ступени	ФИПа I—1,0—6 ФИПа I—1,4—6	БиКЗ БиКЗ	1000 1400	3660 3962	1069 1760	5,8 6,8	— —
То же, второй ступени	ФИПа II—1,0—6 ФИПа II—1,4—6	БиКЗ БиКЗ	1000 1400	2988 3352	966 1720	4,6 5,7	— —
Ионообменный параллельноточный первой ступени (водородный и натриевый)	ФИПа I—2,0—6 ФИПа I—2,6—6 ФИПа I—3,0—6 ФИПа I—3,4—6	ТКЗ ТКЗ ТКЗ ТКЗ	2000 2600 3000 3400	4930 5200 5470 5740	2630 4258 5187 7398	15,0 27,0 36,0 47,0	1050 1500 1750 2400
Ионообменный параллельноточный	ФИПа II—2,0—6 ФИПа II—2,6—6 ФИПа II—3,0—6	ТКЗ ТКЗ ТКЗ	2000 2600 3000	3630 4015 4385	2089 3697 4750	13,0 20,0 30,0	1080 1550 2000

чительных установках малой производительности с расходом поваренной соли меньше 0,5 т/сут ее можно хранить в сухом виде в неотапливаемых складах и растворять в проточных солерастворителях непосредственно перед регенерацией натрий-катионитового фильтра. Они представляют собой металлические цилиндрические резервуары с двумя полусферическими днищами, рассчитанные на рабочее давление до 0,6 МПа. В нижней части солерастворителя укреплено дренажное устройство в виде коробки со щелями у основания. Над ним расположены гравийные подстилающие слои с уменьшающимися кверху размерами зерен, на которые загружается поваренная соль в количестве, необходимом для одной регенерации.

Концентрация раствора соли, выходящего из проточного солерастворителя, неблагоприятная для регенерации натрий-катионитовых фильтров — вначале она большая и по мере растворения соли падает. Поэтому иногда раствор соли из солерастворителя направляют в отдельный бак, где поддерживают концентрацию рассола в пределах до 10%, затем при регенерации его разбавляют. При больших расходах соли применяют мокрое хранение (рис. 20.19), при котором поступающую на водоумягчительную установку поваренную соль засыпают в большую емкость и заливают водой. Объем баков для мокрого хранения соли $V_{м.х}$, м³, рассчитывают по формуле

$$V_{м.х.} = \frac{qЖ_0 m q_{уд}}{10^4 \rho C}, \qquad (20.32)$$

где q — расход воды на натрий-катионитовые фильтры, м³/сут; $Ж_0$ — удаляемая при натрий-катионировании общая жесткость воды, г-экв/м³; m — срок хранения запаса соли (обычно 20... ...40 сут); $q_{уд}$ — удельный расход соли на регенерацию катионита, г/г-экв поглощенной жесткости; ρ — плотность раствора соли, г/см³; C — концентрация раствора соли (обычно равна 20...25%).

По приведенной формуле 1 т поваренной соли занимает 5...6 м³ емкости бака. Для сокращения его объема соль можно хранить не в виде раствора, а в замоченном состоянии; необходимая при этом емкость составляет 2...2,5 м³ на 1 т соли.

Железобетонные баки-хранилища обычно располагают вне здания с некоторым заглублением в грунт и перекрывают дощатыми щитами. При однорядном расположении хранилищ мокрой соли их располагают параллельно стене здания водоумягчительной установки, при двухрядном — между ними устраивают железнодорожную колею, а также оборудуют насосную станцию с насосами и воздуходувками. Для ускорения раст-

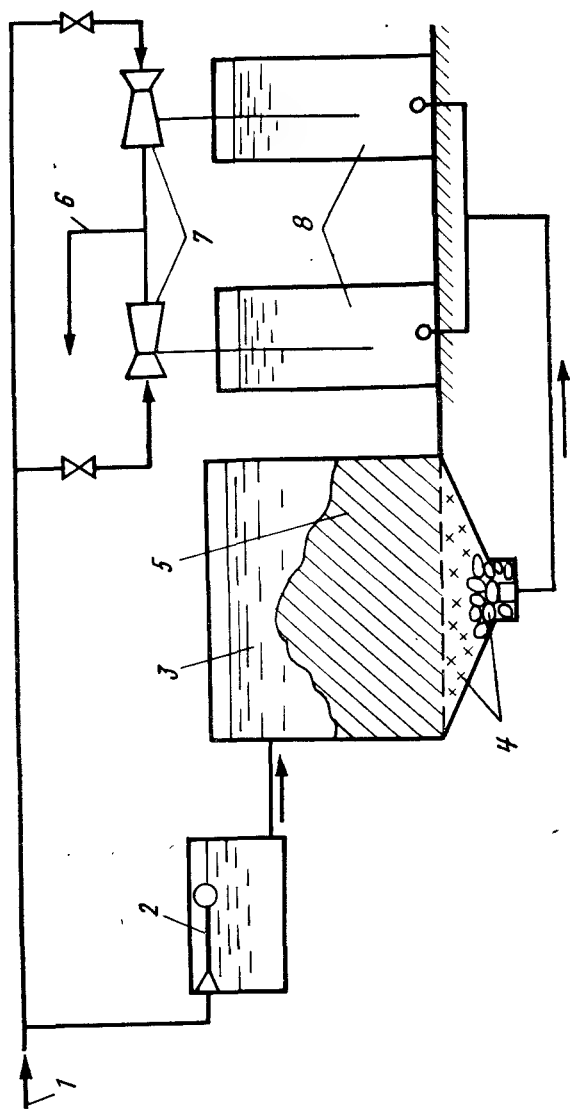


Рис. 20.19. Схема солевого хозяйства.
3 — резервуар-хранилище поваренной соли; *4* — гравийно-песчаный осветлительный фильтр; *5* — слой соли; *1* — подача воды; *2* — бак постоянного уровня; *6* — отвод раствора соли на регенерацию; *7* — эжектор; *8* — расходные баки соли

ворения соли применяют перемешивание воздухом, циркуляцию рассола или сочетают оба способа; при низкой температуре окружающей среды желательно применять подогретую воду. На дне емкостей-хранилищ прокладывают лоток или сборную дырчатую трубу и ограждают коробом с отверстиями, который

обсыпают гравием или щебнем крупностью 3...4 до 30...40 мм, что позволяет освободить рассол от грубодисперсных примесей. Более полно раствор поваренной соли осветляется на кварцевых фильтрах. Рекомендуется применять открытые фильтры со скоростью фильтрования 4...5 м/ч при толщине слоя песка 0,6...0,8 м (размер зерен 1...1,5 мм). Осветленный концентрированный раствор соли собирают в бак из двух отделений, используемых в качестве мерников. Целесообразно подавать рассол на катионитовые фильтры эжектором, одновременно разбавляя его до нужной концентрации. При этом на трубопроводе эжектирующей воды (давление не менее 0,40...0,45 МПа) устанавливают расходомер, а за эжектором автоматический концентратомер.

При Н—Na-катионитовом методе умягчения воды установку оборудуют также кислотным хозяйством, которое должно обеспечивать месячный запас реагента (рис. 20.20). В связи

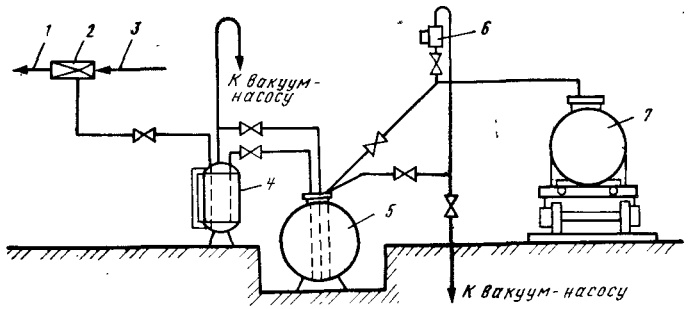


Рис. 20.20. Схема кислотного хозяйства.
1 — отвод 1% регенерационного раствора кислоты; *2* — эжектор; *3* — подача воды; *4* — мерный бак; *5, 7* — стационарная и железнодорожная цистерна; *6* — промежуточный бачок

с тем, что железнодорожные цистерны, в которых поставляют серную кислоту, имеют грузоподъемность до 50...60 т (вместимость баков при плотности раствора 1,8 составляет 28...33 м^3), объем хранилищ должен обеспечивать их опорожнение. Кислотное хозяйство состоит из цистерн-хранилищ, мерников для концентрированной кислоты и вакуум-насосов.

Объем цистерн для хранения серной кислоты и полезную емкость мерника, м^3, определяют по формулам

$$V_ц = \frac{0{,}0024 Q_н q_{уд} Ж_0 m}{\rho C}; \quad V_м = \frac{Q_н Ж_0 T q_{уд}}{10^4 \rho n C}; \qquad (20.33)$$

где $Q_н$ — расход воды на Н-катионитовые фильтры, м³/ч; $Ж_о$ — общая жесткость исходной воды, мг-экв/л; $q_{уд}$ — удельный расход кислоты на регенерацию катионита, г/г-экв; m — срок хранения запаса кислоты, сут; C — концентрация серной кислоты (принимается равной 90...92%); ρ — плотность кислоты, г/см³; T — фильтроцикл, ч; n — число рабочих фильтров, шт.

При проектировании установок с применением серной кислоты необходимо избегать схем, в которых кислота находится или транспортируется под давлением.

Объем баков для регенерационного раствора поваренной соли $V_с$, м³, и серной кислоты $V_к$, м³, если предусмотрено их разбавление до фильтров, рассчитывают по формулам

$$V_с = \frac{20q_с}{1000};\ V_к = \frac{65q_к}{1000}; \qquad (20.34)$$

где $q_с$ и $q_к$ — соответственно расход поваренной соли и кислоты на регенерацию, м³.

Бак для воды, используемой для взрыхления слоя катионита, рассчитывают на последовательное проведение этой операции в двух фильтрах. Объем его, м³, определяют по формуле

$$V_в = 0{,}12waT_в, \qquad (20.35)$$

где w — интенсивность изрыхления катионита, л/(м²·с); a — площадь одного фильтра, м²; $T_в$ — продолжительность взрыхления, мин.

Бак располагают так, чтобы его дно было на 4 м выше сборной воронки фильтра.

Расход воды на собственные нужды Н—Na-катионитовых установок слагается из потребления воды на следующие технологические операции: приготовление регенерационных растворов соли и кислоты; взрыхление катионита в фильтрах перед регенерацией; отмывка катионита после регенерации. На эти цели используют осветленную, неумягченную воду. На катионитовую установку воды должно поступать Q, м³/сут,

$$Q = Q_у + Q_1 + Q_2 + Q_3; \qquad (20.36)$$

где $Q_у$ — полезная производительность установки по умягчению воды; Q_1, Q_2, Q_3 — соответственно расход воды на приготовление регенерационного раствора, взрыхление и отмывку катионита.

При повторном использовании отмывочной воды для взрыхления фильтров расход воды на собственные нужды сокращается на Q_2.

Расчетный расход воды, м³/сут, на приготовление растворов поваренной соли Q_1 и серной кислоты Q_1' равен

$$Q_1 = \frac{100nahE_р^{Na}q_{уд.с.}}{10^6C_с}; \qquad (20.37)$$

$$Q_1' = \frac{100n_1ahE_р^{Н}q_{уд.к}}{10^6C_к},$$

где n и n_1 — соответственно число Na и Н-катионитовых фильтров и регенераций каждого фильтра в сутки; a и h — площадь,, м², и высота, м, загрузки фильтра катионитом; $E_р^{Na}$ и $E_р^{Н}$ — рабочая обменная емкость соответственно Na и Н-катионита, г-экв/м³; $q_{уд.с}$ и $q_{уд.к}$ — соответственно удельные расходы соли и кислоты, г/г-экв, удаляемой жесткости; $C_с$=5 ... 8— средняя концентрация регенерационного раствора соли, %; $C_к$ — средняя концентрация регенерационного раствора кислоты (в расчетах принимается равной 1%).

Расход воды на взрыхление катионита, м³/сут,

$$Q_2 = 0{,}06nn_1awT, \qquad (20.38)$$

где T=15 — продолжительность взрыхления, мин; w — интенсивность взрыхления, принимается в зависимости от крупности зерен катионита в пределах 3...4 л/(м²·с).

Расход воды на отмывку катионита, м³/сут,

$$Q_3 = q_{уд.о}(nah + n_1ah), \qquad (20.39)$$

где $q_{уд.о}$ — удельный расход отмывочной воды ($q_{уд.о}$=4... ...5 м³/м³ катионита).

21. ОПРЕСНЕНИЕ И ОБЕССОЛИВАНИЕ ВОДЫ

21.1. Методы опреснения и обессоливания воды, их классификация

Снижение солесодержания воды до лимитов ГОСТа 2874—82 «Вода питьевая» или до концентрации близкой к содержанию солей в дистиллированной воде называют соответственно опреснением и обессоливанием.

Существующие методы опреснения и обессоливания воды подразделяют на две основные группы: *с изменением и без изменения агрегатного состояния воды. К первой группе методов относят дистилляцию, нагрев воды до сверх критической температуры* (350 °С), *замораживание, газогидратный метод; ко второй — ионообмен, электродиализ, обратный осмос* (*гиперфильтрация*), *ультрафильтрацию, экстракцию и др.* Наиболее распространены в практике дистилляция, ионообмен, электродиализ и обратный осмос.

Выбор метода обусловливается качеством исходной и требованиями к качеству обработанной воды, производительностью установки и технико-экономическими соображениями (рис. 21.1). Стоимость обессоливания воды ионообменом сильно возрастает с увеличением содержания соли в воде; одновременно снижается глубина обессоливания воды. Поэтому обессоливание ионообменом предпочтительно для вод со степенью минерализации менее 0,8...1,0 г/л. Выбор метода обессоливания для воды со степенью минерализации более 1,0 г/л должен производиться экономическим сравнением ионитового и дистилляционного или других методов с учетом местных условий. Априорно можно сказать, что при содержании солей в воде до 2...3 г/л следует рекомендовать ионообменный метод, более 10 г/л — дистилляцию, замораживание или обратный осмос; 2,5...10 г/л — электродиализ или обратный осмос.

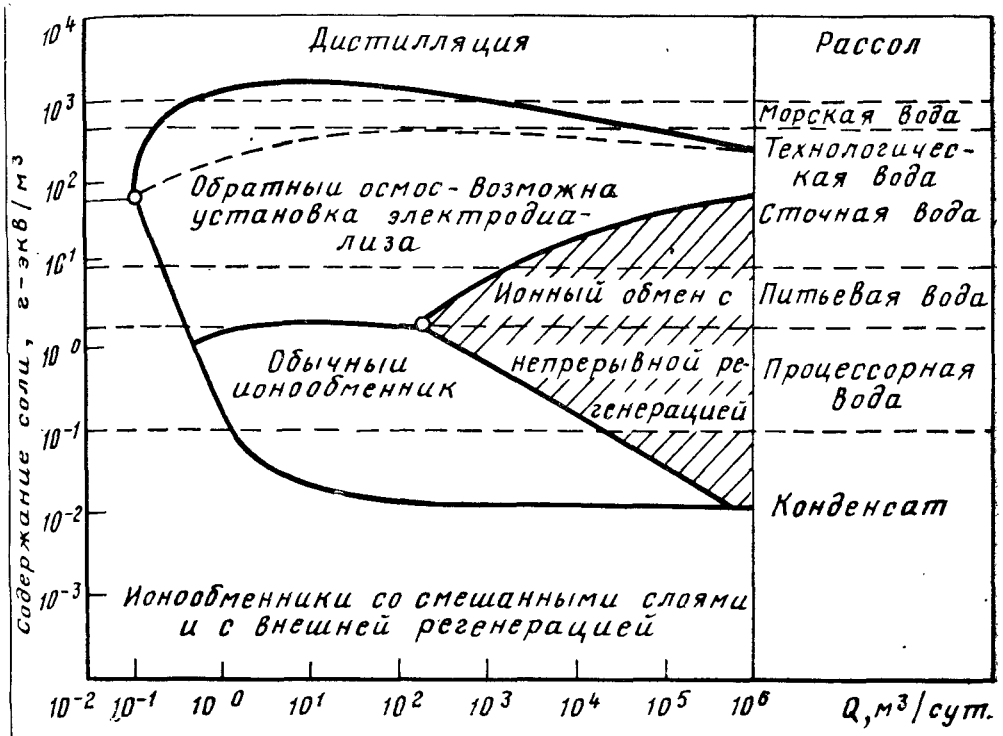


Рис. 21.1. Диаграмма для выбора метода обессоливания (опреснения) воды

21.2 Опреснение и обессоливание воды дистилляцией

Дистилляционный метод основан на способности воды при нагревании испаряться и распадаться на пресный пар и соленый рассол. Латинское «дистиллацио» означает перегоняться с целью очищения или стекать каплями. Метод хронологически является наиболее старым для опреснения воды и широко применяемым. На сегодня порядка 90% существующей суммарной производительности опреснителей мира обеспечивается дистилляционными установками.

Существующие дистилляционные опреснительные установки можно классифицировать по технологии получения пресной воды, по конструктивному оформлению, по роду применяемой вспомогательной аппаратуры, по ее мобильности (стационарные или передвижные) и т. д. Кроме этого, имеется существенное

различие в источниках энергии, расходуемой на работу установки. Так, сейчас уже разработаны дистилляционные установки, рассчитанные на использование ископаемого топлива, солнечной, электрической, атомной энергии и т. д. Существуют и так называемые утилизационные установки, использующие низкопотенциальное бросовое тепло ТЭЦ, двигателей внутреннего сгорания, тепло отходящих газов и много других видов установок.

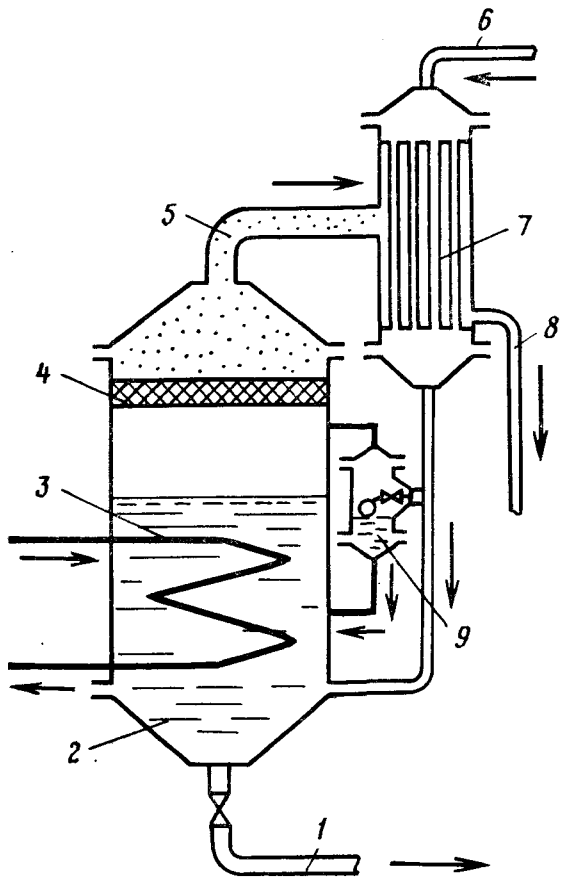


Рис. 21.2. Схема одноступенчатой дистилляционной опреснительной установки.

1 — сброс рассола; *2* — испаритель; *3* — подача теплоносителя; *4* — сепаратор; *5* — отвод пара; *6, 8* — подача исходной и отвод дистиллированной воды; *7* — конденсатор; *9* — регулятор уровня

Принцип дистилляции основан на том, что при нагревании соленой воды до температуры более высокой, чем температура кипения (при данном солесодержании и давлении), вода начинает кипеть. Образовавшийся пар при давлении менее 50 кг/см^2 практически не способен растворять содержащиеся в опресняемой воде соли, поэтому при его конденсации получается пресная вода. Для испарения 1 кг воды ее необходимо нагреть до температуры кипения и затем сообщить дополнительное тепло фазового перехода воды в пар, так называемую скрытую теплоту парообразования, равную при температуре 100°С 539,55 ккал/кг. Чтобы полученный пар превратить в воду, нужно у пара отнять тепло фазового перехода (539,55 ккал/кг). Значительная часть этого тепла может быть возвращена обратно в установку, т. е. рекуперирована. Чем больше тепла фазового перехода рекуперировано, тем выше считается тепловая экономичность дистилляционной опреснительной установки.

По характеру использования тепла и степени его рекуперации дистилляционные опреснительные установки подразделяются на одноступенчатые, многоступенчатые и термокомпрессионные.

Принцип работы *одноступенчатой дистилляционной опреснительной установки* заключается в следующем (рис. 21.2). Исходная соленая вода подается через конденсатор-подогреватель в испаритель, где за счет тепла греющего пара или горячей воды, циркулирующих по трубам змеевика, расположенного в слое воды, она нагревается и испаряется. Образующийся пар (который называется вторичным) поступает в конденсатор, где охлаждается исходной соленой водой и превращается в дистиллят, направляемый потребителю в виде пресной воды. Тепло конденсации (539,55 каккл/кг) используется для предварительного нагрева подпиточной соленой воды испарителя. Чтобы исключить вынос капелек кипящей соленой воды вместе с паром из испарителя, предусмотрено специальное сепарирующее устройство. Уровень воды в испарителе поддерживается с помощью регулятора уровня. Обычно в испарителях выпаривают от 20 до 50% поступающей в него соленой воды. Оставшийся рассол периодически удаляется из испарителя *.

Объем испарителя разделяют на водяной и паровой, граница между ними называется зеркалом испарения. Известны *испарители с естественной и искусственной циркуляцией испаряемой воды, горизонтальные и вертикальные, работающие под давлением пара ниже (вакуумные) и выше атмосферного.*

---

* Этот процесс в технологии опреснения называется *продувкой испарителя.*

При строительстве опреснительных установок могут использоваться серийно выпускаемые испарители (рис. 21.3), имеющие поверхность нагрева от 120 до 965 м². Производительность испарительной установки типа ИСВ-120 составляет от 7 до 10 т/ч, установки ИСВ-585 — от 18 до 20 т/ч.

Наиболее широко применяют многоступенчатые испарительные установки, большим преимуществом которых является то, что на единицу первичного пара можно получить значительно большее количество обессоленной воды. Так, при одноступенчатом испарении на 1 т первичного пара получают около 0,9 т обессоленной воды, при двухступенчатом испарении — 1,7, при трехступенчатом — 2,4, при четырехступенчатом — около 3,1 т и т. д. На установках, имеющих 50...60 ступеней, на 1 т греющего пара вырабатывается 15 ... 20 т опресненной воды. Удельный расход электроэнергии в дистилляционных установках составляет 3,5...4,5 кВт·ч на 1 т дистиллята.

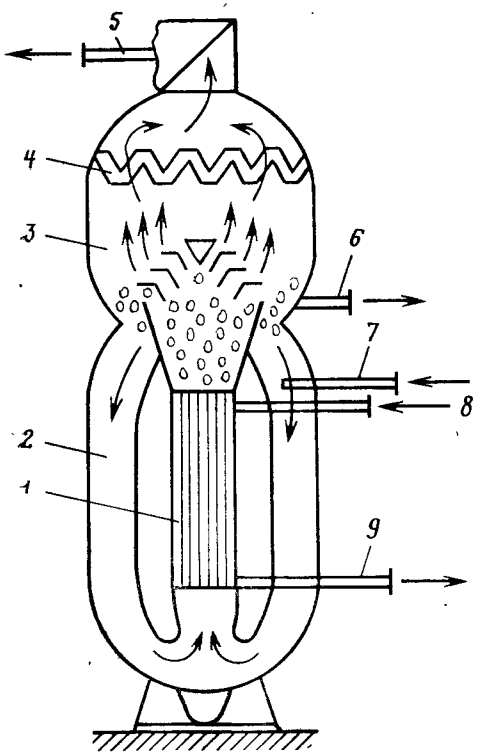


Рис. 21.3. Вертикальный водотрубный испаритель с вынесенной зоной кипения.

1 — теплообменная камера; *2* — опускные водогрейные трубы; *3* — сепаратор с сепарационным устройством *4*; *5* — вторичный пар; *6* — продувка; *7* — питательная вода; *8* — греющий пар; *9* — отвод конденсата

Многоступенчатые дистилляционные опреснительные установки (рис. 20.4) представляют собой несколько последовательно работающих одноступенчатых дистилляционных опреснительных установок. По такой схеме вторичный пар предыдущей ступени используется в качестве греющего пара для испарения воды в последующей. Соленая вода поступает в концевой конденсатор, где, охлаждая пар последней ступени, конденсирует его,

нагреваясь за счет тепла конденсации. Часть соленой воды сбрасывается в сток, а часть поступает в первую ступень испарителя, где паром, подаваемым из исходного парогенератора, она нагревается до температуры кипения. Пар при этом конденсируется, и конденсат отводится в парогенератор. Пар, образовавшийся в первой ступени испарителя, поступает через сепаратор во второй корпус испарителя, где он служит греющим паром. Не испарившаяся в первом корпусе испарителя соленая вода поступает во второй корпус, где нагревается за счет тепла конденсации пара и опять частично испаряется при меньших, чем в первом корпусе испарителя, давлении и температуре. Если в первом корпусе температура кипения составляет 100°С, то в последующих трех ступенях — соответственно 95°С, 90°С, 85°С. Это достигается путем снижения давления в последующих ступенях испарителей — известно, что при снижении давления в испарителе ниже атмосферного температура кипения соленой воды понижается (например, в горах вода закипает при температуре ниже 100°С). Конденсат пара из каждого корпуса отводится конденсатным насосом в бак опресненной воды.

С увеличением числа ступеней многоступенчатые опреснительные установки становятся экономичнее. Однако, с увеличением числа ступеней испарения уменьшается температурный

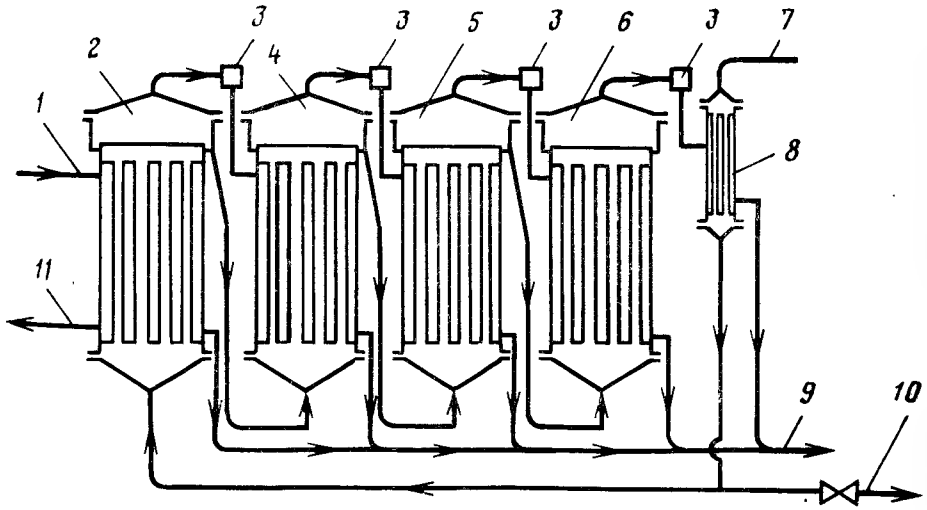


Рис. 21.4. Многоступенчатая дистилляционная установка.

1 — теплоноситель; *2, 4, 5, 6* — испаритель I, II, III и IV ступени; *3* — сепаратор; *7, 9* — исходная и опресненная вода; *8* — конденсатор; *10* — сброс рассола; *11* — отвод конденсата в парогенератор

перепад по каждой из них, увеличивается общая поверхность нагрева аппаратов и соответственно резко возрастают капитальные затраты на опреснительную установку. Следует отметить, что выбор числа ступеней испарения определяется сложными расчетами и сравнением различных проектных вариантов с целью получения минимальной стоимости опресненной воды.

При работе дистилляционных опреснительных установок *происходит отложение солей, которые образуют слой накипи на греющих элементах испарителей и конденсаторов.* Накипь уменьшает температуру нагрева воды, ухудшает теплопередачу и работу всех агрегатов опреснительной установки. В связи с этим должны быть приняты меры по предупреждению образования накипи или ее удалению, а, следовательно, заранее планируется периодическая остановка опреснительной установки для очистки ее от накипи.

Очистка рабочих поверхностей *от накипи осуществляется техническим, механическим* и *химическим путем.* Она требует затрат времени, повышает износ поверхностей и вызывает большие затраты труда. Так, в результате выделения накипи коэффициент теплопередачи, который прямо пропорционален производительности установки, уменьшается за 30 суток работы в 5—10 раз, при этом средняя производительность в 3—7 раз ниже начальной, следовательно, во столько же раз выше и капитальные затраты. В результате себестоимость опресненной воды увеличивается примерно в 4—5 раз.

В настоящее время существует уже много методов защиты установок от накипи, к ним, в частности, относятся *реагентные и безреагентные методы.* Реагентные методы включают физические, при которых вводимые в воду присадки (затравки) не вступают в химическую реакцию с водой (*метод контактной стабилизации* — введения затравки, *применения различных присадок в виде антинакипинов*), и химические (*предварительное подкисление, подщелачивание, содово-известковый способ, предварительная ионообменная обработка воды* и др.). *Безреагентные методы* связаны в основном с электрической обработкой воды — *магнитной, ультразвуковой, электроразрядной и электрополяризационной.*

Каждый из перечисленных методов имеет свои преимущества и недостатки в зависимости от выбранной технологии опреснения. С этой целью производят предварительное умягчение воды до подачи в испаритель, но для этого необходимо сооружение громоздких и дорогостоящих водоумягчительных установок реагентного типа, поскольку катионирование воды с высоким содержанием натрия неэкономично и не обеспечивает достаточного умягчения воды. Поэтому вместо предварительного ре-

агентного или катионитового умягчения воды производят ее *внутрикотловую обработку* с целью перевода накипеобразователей в шлам, легкоудаляемый вместе с рассолом при продувке испарителя. Образованию в испарителе твердой накипи препятствуют хлорид железа(II), фосфаты, соли диаминтетраукусной кислоты, поверхностно-активные вещества (ОП-10, ОС-20, сульфанол и др.). По предложению П. П. Строкача, вместо введения в опресняемую воду до поступления ее в испаритель хлорида железа(II) целесообразно пропускать ее через электролизер с растворимым железным анодом. Хлорид железа(II) будет образовываться в результате анодного растворения железа.

Снижения интенсивности накипеобразования достигают введением в обрабатываемую воду мелкозернистых присадок: известняка, кварцевого песка, мела, гидроксида магния и других веществ. Безнакипный режим работы испарителей достигается также созданием достаточно глубокого вакуума в испарителях, что дает возможность снизить температуру испаряемой воды до 50 °С и ниже. Энергетические затраты составляют примерно 10 кВт·ч/м³ обессоленной воды. Хорошие результаты в борьбе с накипеобразованием обеспечивает магнитная и ультразвуковая обработка воды.

Экономичность испарительных установок возможно повысить путем применения в их схеме *термокомпрессора* (*парокомпрессора*), сущность действия которого (рис. 21.5) заключается в том, что пар, полученный в испарителе, сжимается компрессором, в результате чего его температура повышается на несколько градусов по сравнению с начальной, а затем обратно возвра-

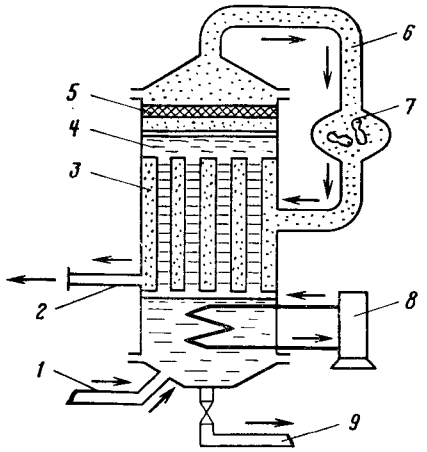


Рис. 21.5. Термокомпрессионная опреснительная установка.
4 — испаритель; *1, 2* — подача исходной и отвод опресненной воды; *3* — теплообменник-конденсатор; *5* — сепаратор; *6* — вторичный пар; *7* — вакуум-компрессор; *8* — пусковой котел; *9* — сброс рассола

щается в испаритель уже в качестве греющего пара. Конденсируясь на стенке испарителя, пар отдает свое тепло соленой воде, за счет чего она вновь испаряется. Исходное тепло установка получает в виде механической или электрической энергии, расходуемой на привод термокомпрессора.

Опреснительная установка (рис. 21.5) работает по следующей схеме. Соленая вода поступает в испаритель, где в результате работы вакуум-компрессора создается вакуум. Соленая вода кипит в вакууме, пары ее отсасываются через сепаратор и сжимаются вакуум-компрессором. Механическая работа сжатия переходит в теплоту, пар нагревается до температуры более высокой, чем температура соленой воды в испарителе, и подается в трубчатый теплообменник, погруженный в испаряемую воду. При этом пар конденсируется, и тепло конденсации используется для испарения новой порции воды. Для первоначального запуска установки служит стартовый котел, который подает тепло в нагреватель воды в первый период работы установки.

Термокомпрессионные опреснительные установки бывают одноступенчатые и многоступенчатые. Они могут иметь *испарители вакуумные, атмосферные и испарители, работающие под давлением*, большим атмосферного, — при избыточном. По характеру кипения *испарители могут быть: пленочными*, в которых кипение происходит в тонкой пленке воды, движущейся по поверхности теплопередачи; *с кипением в толще испаряемой воды*; *с вынесенной зоной кипения* (так называемые *адиабатные*).

Анализ описанных выше дистилляционных опреснительных установок показывает, что каждой из них требуется источник тепловой, механической или электрической энергии. Поскольку их экономичность прямо зависит от способа преобразования используемой энергии, то необходимо выбирать наиболее рациональный.

Термокомпрессионные опреснительные установки могут использовать для привода компрессора как электрическую энергию, так и энергию двигателей внутреннего сгорания. Причем наибольший интерес представляют схемы опреснительных установок, где двигатель внутреннего сгорания используется одновременно как источник тепловой энергии с одной стороны и как источник механической энергии — с другой.

Кристаллизационный метод опреснения воды основан на способности ее при замерзании разделяться на *пресные кристаллы* и *концентрированный рассол*. Известно, что если дистиллированная вода замерзает при 0 °С, то соленая (с содержанием 35—40 г/л) при температуре, близкой к минус 2 °С. Следовательно, если замораживать соленую воду, то из нее, в первую

очередь, начинают выпадать кристаллы пресного льда, а концентрация рассола резко повышается. Вокруг каждого кристалла образуется силовое поле, которое удерживает на поверхности кристалла пленку рассола. При смерзании кристаллов образуется ледяная масса, состоящая из кристаллов пресного льда с межкристаллическими включениями концентрированного рассола. Процесс таяния льда протекает в обратной последовательности: первым из соленого льда начинает вытекать охлажденный рассол (температура плавления примерно —2 °С), а затем уже плавятся чистые кристаллы, образуя пресную воду (при температуре 0 °С).

В настоящее время существуют три направления в опреснении воды кристаллизационным методом: *замораживание с использованием естественного холода, замораживание с использованием искусственного холода и газгидратный процесс опреснения воды.*

Основными преимуществами опреснения воды с использованием *естественного холода* являются: простая конструкция установки, которая может быть изготовлена даже в условиях мелких хозяйств; они не требуют квалифицированного обслуживающего персонала; дешевизна применяемых материалов, при замораживании воды используется даровая отрицательная температура окружающего воздуха (без искусственных энергетических систем).

Наряду с достоинствами естественное замораживание имеет целый ряд недостатков. Используя рассеянную энергию природного холода, опреснитель обладает весьма низкой удельной производительностью, и для получения сколько-нибудь значительной мощности требуются большие капитальные затраты. Кроме того, из-за сезонной изменчивости погодных условий немалые затраты нужны для сооружения аккумулирующих емкостей, которые должны обеспечивать круглогодовую работу опреснителя. И, наконец, последний и, пожалуй, самый важный недостаток метода состоит в том, что процесс природного замораживания не управляем человеком и он не может быть применен всюду, где ощущается нехватка воды и есть потребность в опреснении соленых вод, так как область его практического применения ограничена определенной географической зоной.

Опреснение замораживанием в принципе выгоднее дистилляции, так как теплота льдообразования составляет всего 1/7 скрытой теплоты парообразования (скрытая теплота льдообразования составляет 80 ккал/кг, а парообразования — 539 ккал/кг). В то же время известно, что получение холода пока еще обходится значительно дороже, чем получение тепла.

На рис. 21.6 показано устройство и принцип работы опреснительной *установки искусственным вымораживанием*. Опрес-

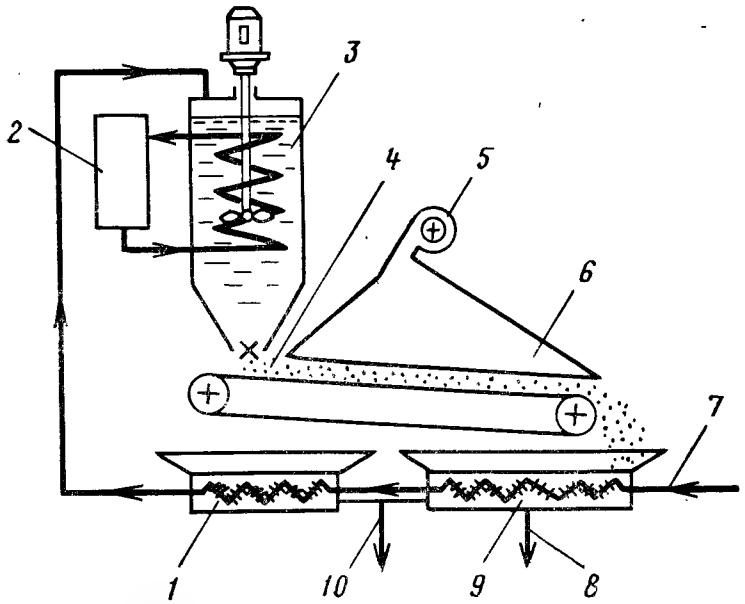


Рис. 21.6. Схема опреснительной установки искусственным вымораживанием системы Керврана.
1 — теплообменник; *10* — сброс рассола; *4* — транспортер; *3* — холодильная машина; *9* — теплообменник 1-й ступени; *2* — льдогенератор; *5* — вентилятор; *6* — камера таяния льда; *7*, *8* — исходная и пресная вода

няемая вода проходит через теплообменник, где охлаждается тающим льдом и образующимся при таянии льда рассолом, а затем поступает в льдогенератор, который получает хладоноситель от холодильной установки. В льдогенераторе при непрерывном перемешивании образуется шугообразный лед с температурой примерно —6 °С. За 45—60 минут пребывания воды с солесодержанием 32 г/л в льдогенераторе из 1000 л воды образуется около 350 кг льда с солесодержанием 10 г/л. В 650 л рассола, не замерзшего за это время, концентрация солей за счет частичного опреснения льда возрастает до 42 г/л. Вода со льдом поступает из разгрузочного люка льдогенератора на решетчатый транспортер, в начале которого вода отделяется от льда и стекает в бак теплообменника. Далее лед по транспортеру поступает в первую камеру таяния, где он обдувается воздухом, нагнетаемым центробежным вентилятором. Здесь происходит частичное (за счет тепла воздуха) таяние льда, и с него стекает около 125 л воды с солесодержанием 24 г/л. Остаток льда (около 190 кг с солесодержанием 0,5 г/л) поступает в теплообменник.

Для получения 1 кг опресненного льда на этой установке расходуется 110 ккал, что делает этот метод опреснения сильно соленых вод наиболее дешевым из тех, что могут быть в настоящее время реализованы в промышленных масштабах. Недостатком описанного метода замораживания является большая емкость отдельной холодильной установки для получения искусственного холода и большой расход металла на изготовление льдогенератора, поскольку передача тепла через поверхность теплообмена происходит с малой интенсивностью из-за малого температурного градиента.

Метод гелиоопреснения заключается в том, что под воздействием солнечной радиации в бассейне, заполненном соленой водой, происходит ее испарение, а дистиллят, образующийся при конденсации пара на наклонных охлаждаемых воздухом поверхностях крыши, выполненной из стекла или пластмассы, собирается в желобах, расположенных в нижней части. Оставшийся рассол удаляется в дренаж (рис. 21.7).

Конструктивное оформление солнечных опреснителей отличается разнообразием. Известны *установки парникового типа* и *установки с концентрированием солнечных лучей* оптическими методами. Аппараты первого типа (рис. 21.7) представляют собой небольшие емкости со светопоглощающим дном, заполняемые соленой водой. Над ними размещают наклонное перекрытие из стекла или прозрачной пластмассы. Пары воды, охлаждаясь за счет холодного атмосферного воздуха, конденсируются на внутренней поверхности установки, и капли опресненной воды стекают в периферийные лотки. В зависимости от конструкции и использованных материалов производительность опреснителей этого типа достигает 10 л/(м^2·сут).

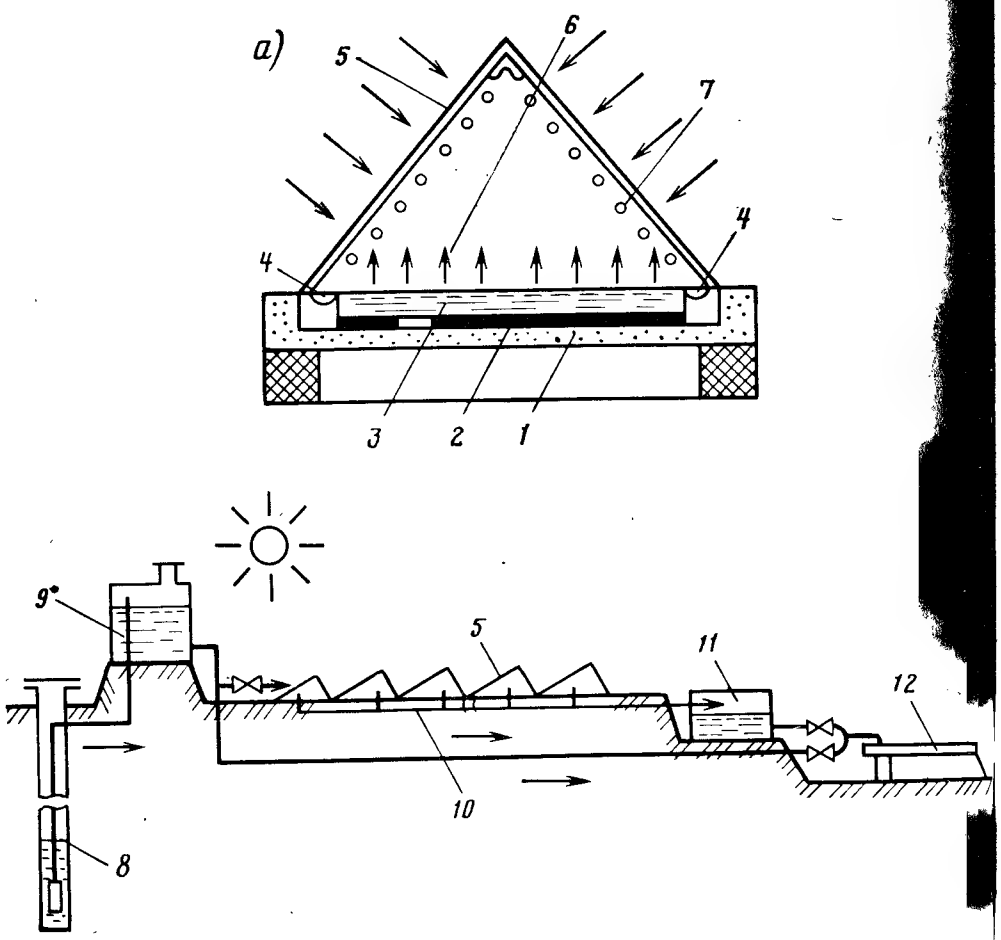


Рис. 21.7. Элемент парникового солнечного опреснителя (*а*) и общий вид установки (*б*).

1 — водонепроницаемое основание; *2* — «черное дно»; *3* — слой опресняемой воды; *4* — лоток для сбора дистиллята; *5* — остекление; *6* — пар; *7* — конденсат; *8* — трубчатый колодец; *9* и *11* — резервуар соленой и опресненной воды; *10* — отвод дистиллята; *12* — поилка

21.3. Ионообменный метод опреснения и обессоливания воды

Ионообменный метод опреснения и обессоливания основан на последовательном фильтровании воды через Н-катионитовый, а затем HCO_3^-, OH^- или CO_3^{2-}-анионитовый фильтр (рис. 21.8). В Н-катионитовом фильтре содержащиеся в воде

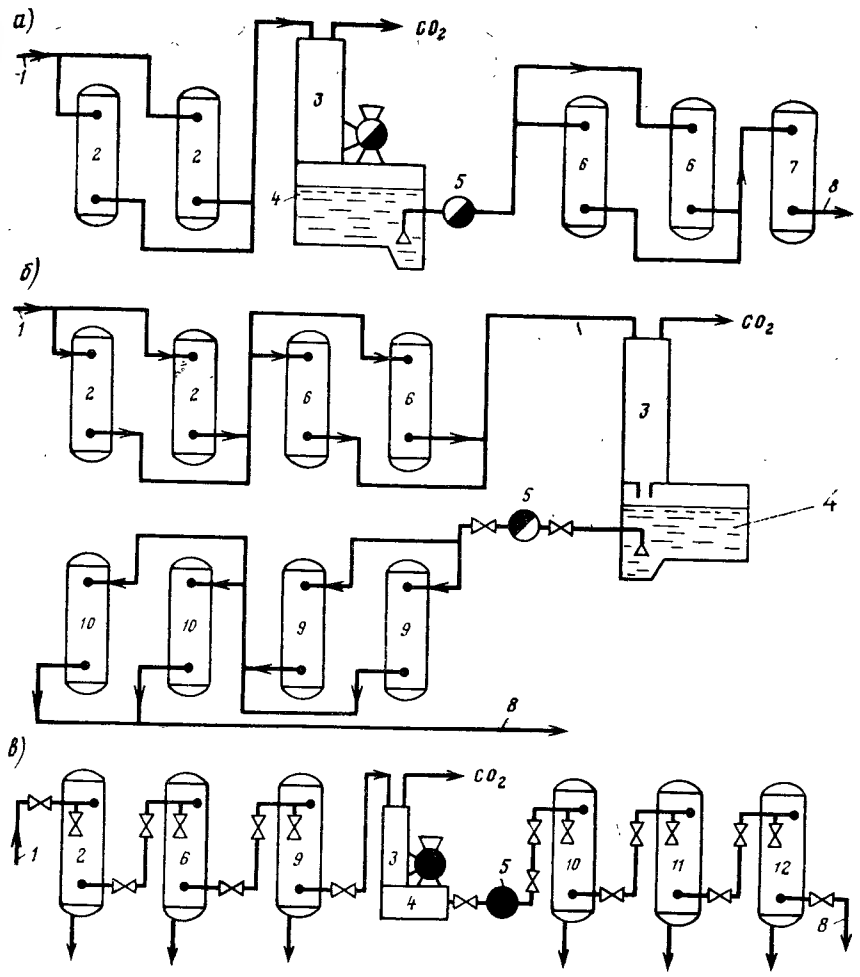


Рис. 21.8. Технологические схемы ионитового обессоливания воды.

а — одноступенчатая; *б* — двухступенчатая; *в* — трехступенчатая; *1*, *8* — подача исходной и отвод обессоленной воды; *2* — водород-катионитовые фильтры; *3* — дегазатор; *4* — промежуточный резервуар; *5* — насос; *6* — анионитовые фильтры; *7* — буферный натрий-катионитовый фильтр; *9* — водород-катионитовые фильтры II ступени; *10* — анионитовые фильтры II ступени (с сильноосновным анионитом); *11* — водород-катионитовые фильтры III ступени; *12* — анионитовые фильтры III ступени

катионы, главным образом Ca(II), Mg(II) и Na(I), обмениваются на водород-катионы

$$2H[K] + Ca(HCO_3)_2 \rightleftarrows Ca[K]_2 + CO_2\uparrow + H_2O,$$

$$H[K] + NaCl \rightleftarrows Na[K] + HCl,$$

$$2H[K] + Na_2SO_4 \rightleftarrows 2Na[K] + H_2SO_4.$$

При пропускании воды после Н-катионитовых фильтров через ОН-анионитовые фильтры анионы образовавшихся кислот обмениваются на ионы OH^-:

$$\frac{CO_3[A]_2}{HCO_3[A]} + \frac{H_2SO_4}{HCl} \rightleftarrows \frac{SO_4[A]_2}{Cl[A]} + CO_2\uparrow + H_2O,$$

$$OH[A] + HCl \rightleftarrows Cl[A] + H_2O,$$

$$2OH[A]_2 + H_2SO_4 \rightleftarrows SO_4[A]_2 + 2H_2O.$$

Образующийся в процессе разложения гидрокарбонатов CO_2 (при прохождении воды через Н-катионитовый фильтр) удаляется в дегазаторе или разбрызгиванием воды в градирне. В качестве анионитов применяют ионообменные смолы, характеристики которых показаны в табл. 21.1. Аниониты характе-

Таблица 21.1

Марка анионита	Активная группа	Насыпная масса продукта, т/м³		Размер зерен, мм	Полная обменная емкость г·экв/м³ по SO_4^{2-}	Стоимость, 1 т, руб. в ценах 1984 г.
		товарного	набухшего			
АН—31	≡N=NH	0,72—0,75	0,31	0,4 ... 2	1500	3 270
АВ—17—8	—N+R_3	0,74	0,33	0,355 ... 1,25	—	6 600
АВ—17—8г Э	—N+R_3	0,74	0,33	0,4 ... 1,25	—	14 500
ЭДЭ—10П	≡N=NH	0,6	0,45	0,4 ... 1,6	1200	3 100
Амберлайт IRA—400	—N+R_3	0,71	0,45	0,3 ... 0,85	—	6 600
IRA—410	—N+R_3	0,75	0,46	0,3 ... 0,85	—	8 000
Зеролит FF—1р	—N+R_3	0,62	0,46	0,3 ... 0,92	1400	—
Зеролит М—1р	—N+R_3	0,71	0,44	0,3 ... 1,20	1400	—

ризуются теми же показателями, что и катиониты. Характеристики ионитных фильтров даны в табл. 21.2.

На ионообменные установки должна подаваться вода, содержащая соли до 3,0 г/л, сульфаты и хлориды — до 5 мг/л,

Таблица 21.2

Конструктивные и технологические показатели ионитных и сорбционных фильтров

Марка, завод—изготовитель	Диаметр D, мм	Площадь A, м²	Высота: общая H, мм	Высота: слоя нонита, h, м	Объем: фильтра общий, V, м³	Объем: ионитного слоя, м³	Масса: металла, т	Масса: нагрузочная, т
Фильтры ионитные I ступени								
ФИПа I—0,7—0,6—, СЗТМ	700	0,38	3000	2	1,1	0,8	0,57	3
ФИПа I—1,0—0,6—	1000	0,78	3124	2	2,3	1,6	1,03	5
ФИПа I—1,0—0,6—Н, БиКЗ	1000	0,78	3124	2	2,3	1,6	0,943	5
ФИПа I—1,4—0,6—Н	1400	1,54	3600	2	4,5	3,42	1,4	13
ФИПа I—1,4—0,6—	1400	1,54	3600	2	4,5	3,42	1,4	13
ФИПа I—2,0—0,6, ТКЗ	2000	3,14	4000	1,8	11,7	5,7	2,9	15
ФИПа I—2,6—0,6	2600	5,3	4300	1,8	20	9,6	4,6	27
ФИПа I—3,0—0,6.	3000	7,1	4450	1,8	29	12,6	5,5	41
ФИПа I—3,4—0,6	3400	9,1	4600	1,8	39	16,3	7,4	47
Фильтры ионитные II ступени								
ФИПа II—1,0—0,6Н, БиКЗ	1000	0,78	2724	1,5	1,87	1,20	0,858	3,5
ФИПа II—1,0—0,6	1000	0,78	2724	1,5	1,87	1,20	0,91	3,5
ФИПа II—1,4—0,6Н	1500	1,78	2985	1,5	3,58	2,66	1,59	7
ФИПа II—1,4—0,6	1500	1,78	2985	1,5	3,58	2,66	1,59	7
ФИПа II—2,0—0,6, ТКЗ	2000	3,14	3235	1,5	7,6	3,8	2,51	13,1
ФИПа II—2,6—0,6	2600	5,3	3501	1,5	13,6	6,9	4,2	20
ФИПа II—3,0—0,6	3000	7,1	3775	1,5	17,0	9,4	5,6	30
Фильтры катионитные, противоточные								
ФИПа 2—0,6, ТКЗ	2000	3,14	6505	3,7+0,4	19	18,3	3,92	24
ФИПа 2,6—0,6	2600	5,3	6775	3,7+0,4	33	19,6	6,02	42
ФИПа 3—06	3000	7,1	6950	3,6+0,4	45	26,6	7,14	59
ФИПа 3,4—0,6	3400	9,1	6980	3,4+0,4	60	31	8,96	78
Фильтры сорбционные с активным углем								
ФСУ—2—0,6, ТКЗ	2000	3,14	—	2,5	10,7	7,85	2,47	—
ФСУ—2,6—0,6	2600	5,3	—	2,5	19,0	13,2	4,02	—
ФСУ—3—0,6	3000	7,1	—	2,5	26,0	17,8	5,20	—

взвешенные вещества — не более 8 мг/л и имеющая цветность не выше 30 град и перманганатную окисляемость до 7 мгO_2/л (при большей окисляемости следует предусматривать в технологической схеме фильтр с активным углем): АГ-3, АГМ, АГ-Н, АГ-ОВ, АГ-5; АГН-3, БАУ, КАД или микропористые аниониты ИА-1П, АВ-17-8п, АВ-17-8чс и др.).

В соответствии с необходимой глубиной обессоливания воды проектируют одно-, двух- и трехступенчатые установки, но во всех случаях *для удаления из воды ионов металлов применяют сильнокислотные Н-катиониты* с большой обменной способностью. В одноступенчатых ионитовых установках воду последовательно пропускают через группу фильтров с Н-катионитом, а затем через группу фильтров со слабоосновным анионитом (рис. 21.8, а); свободный оксид углерода(IV) удаляется в дегазаторе, устанавливаемом после катионитовых или анионитовых фильтров, если они регенерируются раствором соды или гидрокарбоната. В каждой группе должно быть не менее двух фильтров. Через ионитовую установку пропускают лишь часть воды с тем, чтобы после смешения ее с остальной водой получить в опресненной воде солесодержание, отвечающее лимитам потребителя. Для хозяйственно-питьевых целей оно должно быть до 1,0 г/л, при концентрации хлоридов — до 350 и и сульфатов — до 500 мг/л. Остаточное солесодержание при одноступенчатом ионировании принимают до 20 мг/л (удельная электропроводность 35...45 мкОм/см).

Для получения воды с солесодержанием до 0,5 мг/л и одновременным ее обескремниванием до 0,1 мг/л (удельная электропроводность 1,6...1,8 мкОм/см) принимают установки с двухступенчатой схемой Н- и ОН-ионирования (рис. 21.8, б), а когда солесодержание воды необходимо снизить до 0,1, а концентрацию кремниевой кислоты — до 0,05 мг/л (удельная электропроводность 0,3...0,4 мкОм/см), применяют схему трехступенчатого Н- и ОН-ионирования (рис. 21.8, в).

Ионитовые установки с двухступенчатой схемой обессоливания воды состоят из Н-катионитовых и анионитовых фильтров первой ступени (со слабоосновным анионитом) дегазатора для удаления углекислого газа, Н-катионитовых и анионитовых фильтров второй ступени (с сильноосновным анионитом), барьерных Н-катионитовых фильтров с катионитом, имеющим высокую емкость поглощения по щелочи (например, КБ-4). Н-катионитовые фильтры первой ступени отключают на регенерацию по проскоку ионов кальция и магния, второй ступени — по проскоку ионов натрия; анионитовые фильтры первой ступени задерживают анионы сильных кислот, второй ступени — кремниевую кислоту и недесорбированный в дегазаторе оксид

углерода(IV); барьерные фильтры снижают расход воды на отмывку анионитовых фильтров второй ступени.

В установках с трехступенчатой схемой обессоливания воды вместо барьерного фильтра применяют фильтр со смешанной загрузкой катионита и анионита или Н-катионитовые фильтры третьей ступени и за ними анионитовые фильтры третьей ступени с сильноосновным анионитом. Третью ступень Н-катионирования предусматривают для извлечения из воды небольших количеств натрия, попадающего в нее при плохой отмывке сильноосновного анионита, третья ступень анионирования предусматривается для удаления из воды продуктов растворения и разрушения катионитов и для повышения степени использования анионита на фильтрах второй ступени.

В схемах глубокого обессоливания воды применяют так называемые *фильтры смешанного действия — ФСД*, содержащие смесь Н-катионита и ОН-анионита (рис. 21.9). ФСД оборудован распределительными устройствами для подачи обессоливаемой воды и регенерационных растворов, а также дренажной системой и специальным промежуточным коллектором, располагаемым на границе раздела анионит — катионит. Иониты подбирают, так, чтобы во влажном состоянии насыпания масса анионита была меньше, чем катионита. На дне ФСД расположена система для подачи сжатого воздуха для перемешивания ионитов после регенерации. Для загрузки ФСД используют хорошо отсортированные иониты (АВ-17-8 и Ку-2). При этом зерна катионита должны быть крупнее, чем анионита, с тем, чтобы при взрыхлении и последующем снижении подачи воды ка-

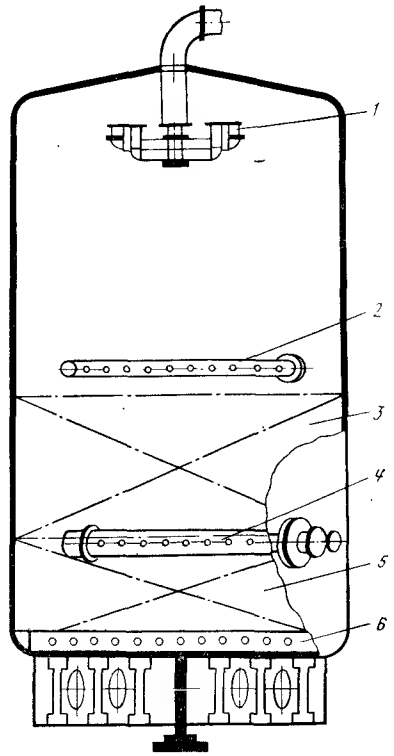


Рис. 21.9. Фильтр смешанного действия.

1 — водораспределитель; *2* — распределительное устройство для щелочи; *3, 5* — слой анионита и катионита; *4* — промежуточный коллектор; *6* — дренаж

тионит осаждался внизу, а сверху располагался слой анионита. В процессе регенерации раствор кислоты вводят через нижнее дренажное устройство и отводят через промежуточную распределительную систему. Одновременно, для того, чтобы кислота не попала в анионит, через него сверху вниз пропускают обессоленную воду, отводя ее также через промежуточный коллектор. Отмывку катионита сочетают с регенерацией анионита, при этом раствор щелочи вводят через верхнее распределительное устройство, расположенное над слоем анионита, и отводят его через промежуточную распределительную систему. Обессоленную воду для отмывки катионита подводят так же, как и раствор кислоты (снизу вверх). Затем отмывают анионит, после чего иониты в фильтре перемешивают сжатым воздухом и окончательно отмывают от продуктов регенерации. В этом виде фильтр представляет собой множество как бы сдвоенных катионит-анионитовых фильтров. Высота слоев загрузки по 0,6 м, скорость фильтрования — 40...50 м/ч.

Успех работы ФСД во многом зависит от сепарации катионитовой и анионитовой смол перед их регенерацией. При неполном разделении требуется большое количество промывной воды, понижается глубина обессоливания. Фирмой «Серво» предложено *разделение анионита и катионита слоем инертной смолы* (*трехслойный принцип*), скорость седиментации которой находится между катионитовой и анионитовой смолой. Благодаря этому достигаются полное отделение ионитов, более эффективная регенерация, стабильное снижение солесодержания обрабатываемой воды.

Дальнейшим совершенствованием фильтров совместного действия является *внешняя регенерация*. Этот принцип возник в связи с отказом при высоких скоростях и нагрузках от дренажных труб, необходимых в традиционных фильтрах совместного действия для нескольких высокоскоростных ФСД (рис. 21.10). Колонны рабочих ФСД имеют низкую высоту слоя для достижения низких потерь напора. Регенерирующий ФСД может работать с большой высотой слоя обменных смол. Это означает, что диаметр регенерирующего ФСД меньше, чем рабочих ФСД. В узком и высоком регенерирующем ФСД процесс отделения смол улучшается. Образуются четкие разделительные линии между смолами. При этом в рабочих ФСД больше не требуется сложных по конструкции из-за большего количества колен дренажных труб. Путем введения смол для разделяющего слоя можно объединить преимущеста трехслойного принципа и внешней регенерации.

Водород-катионитовые фильтры выводят на регенерацию при снижении кислотности на 20% максимальной, регенерируют кислотой с расходом 70...75 г/г-экв. Расчет Н-катионитовых фильтров II и III ступеней производят, принимая скорость фильтрования — 50...60 м/ч; высоту слоя катионита — 1,5; удельный расход 100%-ной серной кислоты — 100 г на 1 г-экв поглощенных катионов; время регенерации и отмывки фильтров — 3 ч; расход воды на отмывку катионита — 10 м³/м³ катионита.

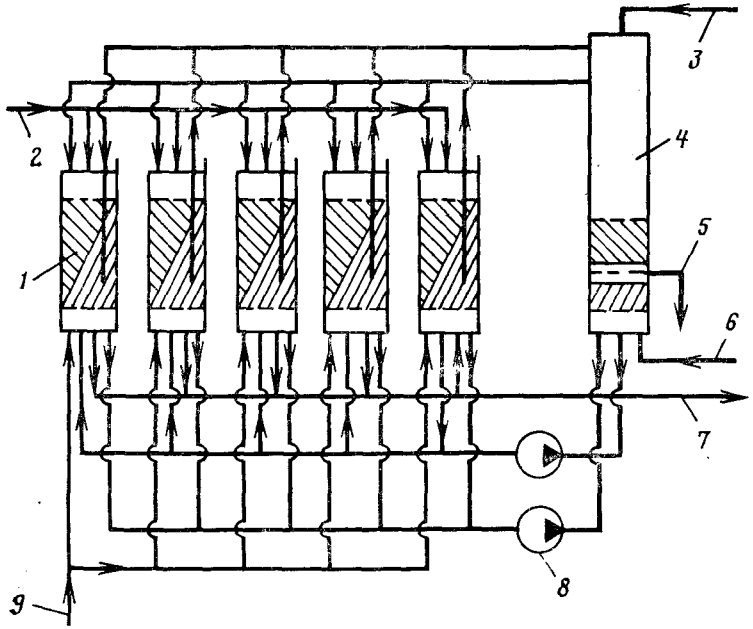


Рис. 21.10. Схема работы группы ФСД с выносной регенерацией.

1 — рабочие ФСД; *2, 7* — подача исходной и отвод обессоленной воды; *3* — подача регенерационного раствора едкого натрия и отмывочной воды; *4* — регенерируемый ФСД; *5* — дренажный выход; *6* — подача регенерационного раствора соляной кислоты и отмывочной воды; *8* — насосы; *9* — подача воздуха

Воду после отмывки Н-катионитовых фильтров II ступени используют для взрыхления слоя катионита в фильтрах I ступени, а также для приготовления регенерационного раствора кислоты, а также для приготовления регенерационного раствора кислоты.

Регенерацию анионитовых фильтров I ступени производят

кальцинированной содой; удельный расход — 100 г соды на 1 г-экв поглощенных анионов, концентрация регенерационного раствора, приготовленного на водород-катионированной воде,— 4%. Отмывают анионитовые фильтры I ступени после регенерации также водород-катионированной водой, расход ее составляет 10 м³ воды на 1 м³ анионита (табл. 21.3). В анионитовых фильтрах II ступени толщину слоя сильноосновного анионита

Таблица 21.3

Технологические данные для расчета анионитных фильтров

Показатель	Обычные фильтры I ступени обессоливания
Скорость фильтрования, м/ч:	
допустимая (максимальная)	15(30)
рекомендуемая с учетом полноты использования (нормальная)	до 20
минимальная	5
Количество фильтров:	
постоянно работающих	3
резервных	1
Взрыхление анионита:	
интенсивность, л/(с·м²)	3
продолжительность, мин	30
Анионит марки АН-31:	
насыпная масса товарного продукта, т/м³	0,72—0,75
то же в набухшем состоянии	0,31
крупность зерен анионита в набухшем состоянии, мм	0,4—2
расход анионита при эксплуатации, %:	
в первый год	10
в последующие годы	5
высота слоя анионита, м	По расчету
полная обменная емкость анионита, г-экв/м³	800
Взрыхление анионита:	
интенсивность, л/(с·м²)	3
продолжительность взрыхления, мин	30
Регенерация анионита:	
удельный расход, г/г-экв	60
концентрация раствора, %	4
скорость пропуска раствора, м/ч	4
количество регенерации каждого фильтра в сутки	1—2
Отмывка анионита:	
удельный расход воды, м³/м³	10
скорость пропуска отмывочной воды, м/ч	10
Продолжительность регенерации, ч	По расчету

принимают равной 1,5 м, скорость фильтрования 15...25 м/ч, кремнеемкость, анионита определяют по паспортным данным. Регенерируют слой анионита 4%-ным раствором едкого натра, приготовленного на водород-катионированной воде (рис. 21.11),

удельный расход 100% NaOH — 120...140 кг/м³ анионита. Для приготовления регенерационного раствора едкого натра и отмывки анионита на фильтрах III ступени после регенерации используют обессоленную воду после анионитовых фильтров II ступени. Удельный расход едкого натра равен 2000 г/г-экв поглощенной кремниевой кислоты, продолжительность регенерации 3 ч.

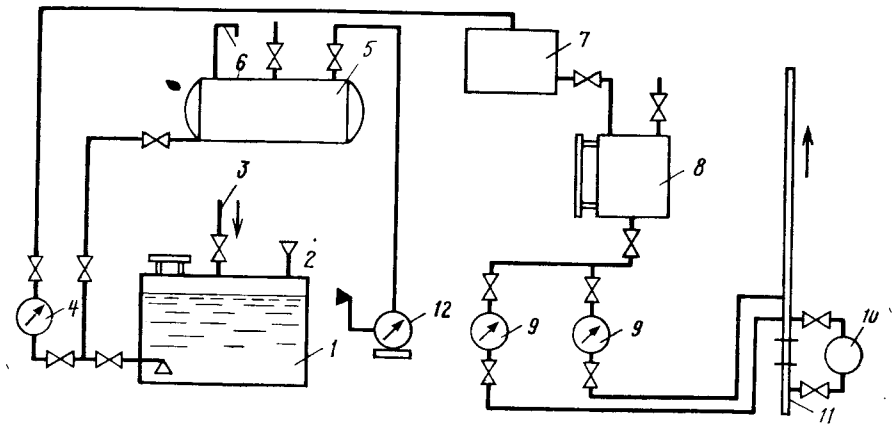


Рис. 21.11. Схема едконатрового хозяйства.
1 — бак для растворения твердого гидроксида натрия и приема его раствора; *2* — воронка для слива раствора гидроксида натрия из контейнера; *3* — подвод воды; *4* — насос; *5* — цистерна концентрированного раствора гидроксида натрия; *6* — сифон для заполнения цистерны; *7* — расходный бак; *8* — мерник; *9* — насос-дозатор; *10* — расходомер; *11* — трубопровод с водой, в котором образуется раствор гидроксида натрия заданной концентрации; *12* — вакуум-насос

Особенностью установок с анионитовыми фильтрами является необходимость аппаратуры для приготовления растворов кальцинированной соды, гидрокарбоната натрия и едкого натра. Возможно использование отработанных растворов едкого натра после регенерации анионитовых фильтров II ступени для регенерации слоя анионита на фильтрах I ступени. При этом регенерирующий агент будет один — гидроксид натрия.

Дальнейшим развитием обессоливания воды ионным обменом является постоянная циркуляция смолы в фильтре и ее непрерывная выносная регенерация. Разделение, промывка и регенерация смолы осуществляется одновременно в отдельных колоннах установки (рис. 21.12). Основная особенность этого метода заключается в эластичном растяжении обменного слоя

и превращении в псевдоожиженный слой. Каждое обменное зерно постоянно окружено новыми партиями жидкости и интенсивно участвует в обмене. Обволакивающая пленка защищает от механического истирания.

Упрощенно этот способ можно представить следующим образом. В рабочей зоне смола обменивает ионы воды. В то время как чистая вода выходит из рабочей колонны сверху, заряженная смола транспортируется в регенерирующую колонку. Там она течет вниз в направлении, противоположном потоку регенерирующего раствора, откуда через промывочную колонну попадает в рабочий фильтр. Непрерывная последовательность этих операций образует замкнутый контур без переключения и ручного управления.

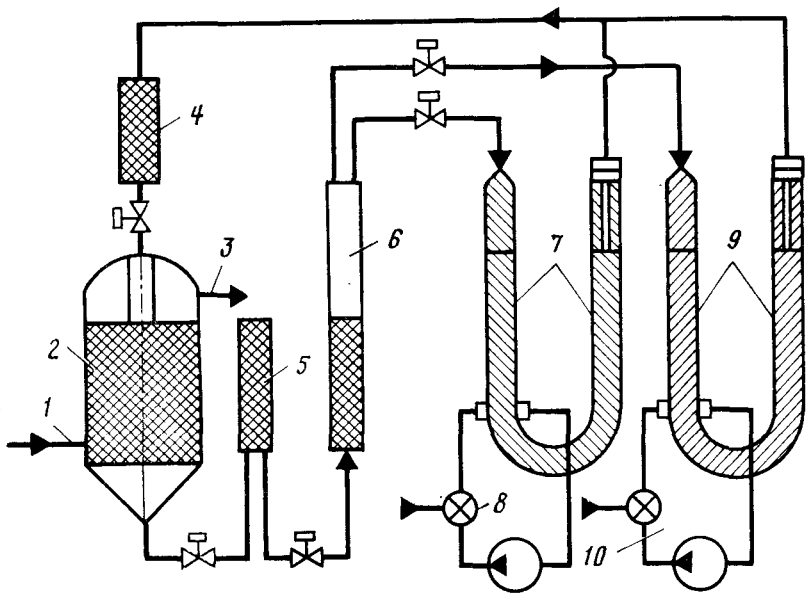


Рис. 21.12. Установка совместного ионирования непрерывного действия. *1, 3* — подача исходной и отвод обессоленной воды; *2* — рабочая колонна со смешанным ионитом; *4, 5* — смесительная и промежуточная колонна; *6* — колонна промывки и разделения; *7* — регенерирующая и промывная колонны для катионообменной смолы; *8, 10* — регенерирующее устройство для кислоты и щелочи; *9* — регенерирующая и промывная колонна для анионообменной смолы

Каждая ступень установки состоит из трех колонн, в частности, из рабочей колонны, колонны обратной промывки и колонны для регенерации и промывки. Обессоливаемая вода проходит через рабочую колонну снизу вверх с линейной скоростью 100 м/ч. При этом обменная смола в зависимости от скорости потока присутствует на 90% и более в виде неподвижного слоя. В верхней части фильтра обессоленная вода выходит из рабочей колонны и оттуда может транспортироваться на II ступень обменника или к сборнику для чистой воды. Благодаря принципу противопотока обменная смола заряжается двигаясь снизу вверх. Примерно в середине рабочей колонны непрерывно берется отбор проб для измерений, что позволяет определить состояние зарядки обменного слоя. Эта схема гарантирует, что регенерация и эксплуатация действуют только тогда, когда обменный материал действительно заряжен. Особенно эффективна эта схема, когда колеблется содержание солей в исходной воде.

Параллельно с процессом обессоливания ведется обратная промывка в регенерирующей колонне, а в колонне регенерации и промывки ведутся регенерация и промывка. При промывке в колонне обратной промывки находится только одна порция смолы. Конструкция колонны промывки позволяет использовать небольшое количество воды для вымывания перетертых частичек смолы и механических загрязнений. Для интенсивного внесения регенерирующих растворов в слой смолы и их хорошего распределения предназначен смесительно-регенерирующий распределитель. Регенерирующие средства проходят через регенерирующую колонну снизу вверх и полностью используются.

21.4. Опреснение воды электродиализом

Опреснение воды электродиализом основано на том, что в электрическом поле катионы растворенных в воде солей движутся к погруженному в опресняемую воду катоду, а анионы — к аноду. При этом электрический ток в растворе переносится ионами, которые разряжаются на аноде и катоде.

Если сосуд с опресняемой водой, в который погружены катод и анод, разделить проницаемыми для катионов и анионов перегородками на три части (катодную, рабочую и анодную) и включить постоянный ток, то постепенно большая часть катионов, растворенных в воде солей, будет перенесена электрическими токами в катодное, а анионов — в анодное пространство. Находящаяся в рабочем пространстве электродиализатора вода опресняется.

В результате успехов химии в производстве ионообменни-

ков были получены электрохимически активные мембраны, являющиеся важнейшим элементом многокамерного электродиализного аппарата. От их свойств и качеств зависит эффективность процесса опреснения. *Мембраны должны обладать высокой электропроводностью, селективностью* (способность пропускать ионы с зарядом одного знака) и *высоким диффузионным сопротивлением, отличаться достаточной прочностью* и *стойкостью в воде и рассолах. Ионитовые мембраны разделяются на катионо- и анионо-активные.* Первые пропускают в электрическом поле катионы, но практически не пропускают анионов, вторые пропускают анионы, но не пропускают катионов.

Селективность ионитовых мембран обусловлена наличием в них фиксированных ионогенных групп, электрическое поле которых препятствует прохождению через мембрану ионов с зарядом того же знака, что и заряд иона, фиксированного в полимерной матрице мембраны. Ионитовые мембраны изготовляются из ионообменных смол — ионитов, представляющих собой нерастворимые в воде органические высокомолекулярные кислоты (катиониты) или основания (аниониты), активные группы которых способны к ионному обмену в растворах. Чем больше в единице объема или массы ионита содержится фиксированных активных групп, тем больше обменная способность ионита и тем труднее проникнуть внутрь ионита с зарядом, одноименным заряду фиксированных групп. Поэтому, чем выше удельная обменная способность материала ионитовой мембраны, тем выше ее селективность.

В многокамерном электродиализном аппарате (рис. 21.13) опресняемая вода поступает в четные камеры аппарата, через нечетные камеры происходит циркуляция рассола. При пропуске через такой аппарат постоянного электрического тока катионы растворенных солей в четных камерах двигаются направо и проходят через катионоактивную мембрану, отделяющую справа четную камеру от нечетной. Анионы двигаются налево к аноду и легко проходят в нечетную камеру через анионоактивную мембрану, отделяющую четную камеру от нечетной. Из нечетных камер ни анионы, ни катионы в соседние камеры не проникают, так как на пути движения они встречают препятствия в виде непроницаемых для катионов анионоактивных мембран справа и непроницаемых для анионов катионоактивных мембран слева. Соли переносятся током из четных камер в нечетные, вода в четных опресняется, в нечетных рассольных камерах накапливаются соли.

На рис. 21.13 показана работа классической электродиализной батареи (ЭД), в которой описанные выше элементы (ионы

раствора, избирательные катионные и анионные мембраны и постоянное электрическое поле) в совокупности приводят к опреснению поступающей воды и концентрации удаляемых ионов в отработанной воде. Вода, содержащая растворенные соли, движется в мембранной батарее между катионной и анионной мембранами через отверстия, вырезанные в полиэтиленовой перегородке толщиной около 1,0 мм. Типичная толщина мем-

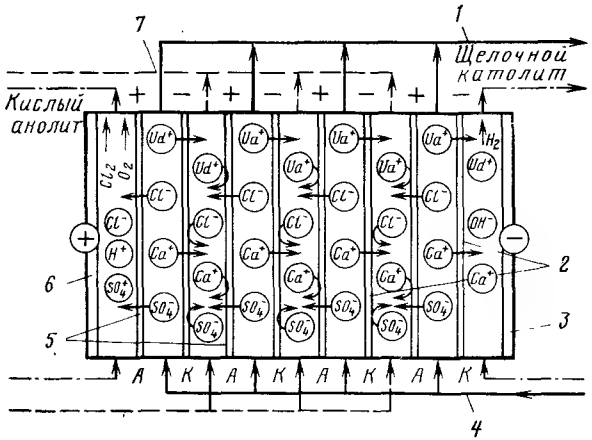


Рис. 21.13. Схема многокамерного электродиализного аппарата.

1, 4 — отвод обессоленной и подача исходной воды; *2, 5* — ионоселективные катионитовые и анионитовые мембраны; *3* — катод; *6* — анод; *7* — отвод концентрата

браны 0,5 мм. Катионные и анионные мембраны чередуются и перемежаются перегородками. Разделяющие мембраны рамки изготовляют из клингерита, паронита, резины, полиэтилена, поливинилхлорида или других неэлектропроводных и негигроскопических материалов. Они могут быть лабиринтового или прокладочного типа. В первых рамки снабжены извилистыми перегородками, создающими узкие каналы, по которым протекает между мембранами диализат или рассол, во вторых рамки образуют наружные стенки камеры, а мембраны поддерживаются вкладываемыми в рамку гофрированными и пространственного плетения стенками — прокладками, которые изготовляют из диэлектриков (поливинилхлорид, полиэтилен, капрон и т. д.). Электроды, устанавливаемые в торцовых плитах, которыми с помощью стяжных болтов сжимаются рамки мембраны опреснительных ванн, изготовляют из материалов, стой-

ких к окислению: платины, платинированного титана, графита, магнетита. Для питания электродиализных ванн используют постоянный ток напряжением до 380 В.

Когда включается постоянное электрическое поле, все катионы устремляются к отрицательному полюсу. Если первая мембрана на пути катиона является катионной, катион проходит через нее в соседний водяной отсек, где происходит концентрация катионов, а первый отсек частично опресняется. Если ее первая мембрана на пути катиона является анионной, то катион не может через нее пройти и остается в первом отсеке, который становится концентрирующим отсеком. Из рис. 21.13 видно, что анионы ведут себя аналогично, но движутся в противоположном направлении, так как их притягивает положительный полюс.

В ЭД-батарее, где анионные и катионные мембраны чередуются, каждый ион либо остается в своем отсеке, либо переходит в соседний отсек, где он задерживается мембраной противоположного свойства. В результате этих ионных перемещений опресняющие отсеки чередуются с концентрирующими.

Расход электричества на обессоливание воды определяют по закону Фарадея

$$J_т = 26{,}8\,(C_и - C_к), \qquad (21.1)$$

где $J_т$ — теоретический расход электричества, А·ч; $C_и$ и $C_к$ — соответственно начальная и конечная концентрация солей в воде, г-экв/л.

Описанная выше система представляет собой классический, или однонаправленный, электролиз. Однонаправленным его называют потому, что полярность постоянного электрического поля не изменяется, ионы все время движутся в одном направлении и назначение водяных отсеков (опресняющих и концентрирующих) сохраняется неизменным. Однонаправленный ЭД имеет ряд недостатков, характерных в той или иной степени и для других мембранных процессов, например, для обратного осмоса. Для надежной работы установки, даже в течение нескольких часов, обычно требуется добавлять кислоту или комплексообразователь (например, гексаметафосфат натрия), или смягчители воды. Это вызвано присутствием в воде небольших количеств углекислого кальция, стронция, сульфата бария и железа. Эти вещества оседают на поверхности мембран и снижают эффективность процесса концентрации. Неминеральные вещества, содержащиеся в воде (органические и неорганические коллоиды, микробиологические организмы, растворимые органические вещества), загрязняют поверхности

мембран и не могут быть удалены в процессе ЭД. Обычно аппарат останавливают раз в неделю или в месяц для очистки мембран, что более или менее эффективно. Даже при добавлении комплексообразователя пропускная способность однонаправленных систем заметно снижается через несколько месяцев, если вода насыщена сульфатом кальция или органическими веществами.

Разница между *обратимыми электродиализом* и однонаправленным электродиализом заключается лишь в одном, но важном обстоятельстве. Если взять однонаправленную систему ЭД (показанную на рис. 21.13), дать ей поработать некоторое время (15 мин), а затем с помощью автоматического переключателя изменить полярность приложенного электрического поля на тот же период времени и непрерывно повторять эту процедуру, то получим систему, работающую по принципу *обратимого электродиализа (ОЭД)*.

Из рис. 21.13 видно, что отсек, который вначале был опресняющим, при изменении полярности тока становится концентрирующим, и наоборот. Это означает, что вскоре после изменения полярности тока надо также переключить клапаны, через которые вода втекает и вытекает. В момент переключения полярности также необходимо отвести оба потока на период от 45 до 90 с для очистки всех отсеков до возвращения потока деминерализованной воды в отсеки и продолжения процесса очистки.

Таким образом, ОЭД осуществляется путем обращения движения очищаемой воды через равные интервалы времени, так что нерастворимые или плохорастворимые вещества удаляются из процессора, вместо того, чтобы оседать на мембранах.

Уникальность ОЭД как опресняющего процесса состоит в следующем: мембраны, используемые в ОЭД, являются симметричными, т. е. они действуют одинаково в обоих направлениях; системы, используемые в ОЭД, имеют симметричную конфигурацию, т. е. концентрирующие и опресняющие отсеки идентичны с точки зрения размеров и гидравлических параметров.

Для работы системы ОЭД вода должна поступать в опресняющие отсеки под давлением порядка 5...6 МПа, включать источник постоянного тока с устройством для автоматического переключения полярности и мембранные батареи.

Выход очищенной воды при ОЭД составляет от 90 до 95% поступающей воды при регулируемой циркуляции концентрированного потока и других дополнительных мерах. Обычная рециркуляция концентрированного потока дает выход очищенной воды от 70 до 85%.

Расход электроэнергии можно приблизительно оценить как сумму двух слагаемых — энергии, потребляемой водяным насосом (0,5 кВт·ч на 1 м³ воды), и энергии, идущей на перенос ионов (0,5 кВт·ч на каждый 1 м³ воды и на каждый 1 г соли, удаленной из воды).

Системы ОЭД обычно не требуют предварительного умягчения воды и могут обрабатывать воду с коэффициентом Ланжелье +2,2 и температурой до 45 °С без какой-либо подготовки. Предварительная обработка требуется, когда концентрация железа больше 0,3 мг/л, а концентрация марганца и сероводорода свыше 0,1 мг/л. Присутствие кремнезема в воде не снижает эффективности ее очистки, поэтому его из воды не удаляют.

Для нормальной работы систем ОЭД не требуется добавления никаких химических веществ. В особых случаях, например, при высокой концентрации сульфата кальция и при периодической чистке аппаратуры, необходимо незначительное количество химикатов.

Известны три способа очистки мембранных батарей: непрерывная очистка благодаря обращению процесса, периодическая промывка путем пропускания химикатов и разборка и очистка мембран при остановке работы процессора. ОЭД — единственная система, которая позволяет проводить периодическую инспекцию и замену отдельных мембран и тем самым снижает необходимость их замены.

Системы ОЭД не требуют добавки химикатов, пока насыщение концентрированного потока сульфатом кальция не достигнет 175%. Добавление гексаметафосфата натрия или кислоты только к рециркулируемому концентрату позволяет доводить насыщение сульфатом кальция до 400%, что обеспечивает высокий выход трудноочистимых вод.

Мембраны для ОЭД — однородные усиленные полимерные пластины толщиной 0,5 мм с фиксированными зонами переноса анионов и катионов должны обладать постоянством химических и температурных параметров. Они рассчитываются на непрерывное пребывание в среде с pH=1 ... 10 с концентрацией свободного хлора до 0,3 мг/л. При более неблагоприятных условиях мембраны требуют периодической очистки. Мембраны должны работать при температуре до 55 °С.

Метод электродиализа целесообразно применять для опреснения воды с содержанием солей от 2,5 до 10,0 г/л, получая воду с содержанием солей не ниже 500 мг/л. В аппарат может подаваться вода с такими качественными показателями: содержание взвешенных веществ — не более 2 мг/л; цветность — до 20 град; окисляемость — до 5 мг O_2/л; содержание железа — до 0,1 мг/л.

Электродиализные опреснительные установки разделяют на прямоточные, циркуляционные порционные и циркуляционные непрерывного действия.

В прямоточных солесодержание опресняемой воды снижается от исходного до заданного за один проход воды через установку. В зависимости от солесодержания исходной воды эти установки могут иметь одну и более ступеней.

В циркуляционных порционных опреснительных установках опресняемая вода забирается насосом из бака соленой воды и прокачивается в тот же бак через *опреснительные дилюатные камеры* многокамерного электродиализного аппарата до тех пор, пока солесодержание ее не будет снижено до требуемой величины. Одновременно при помощи другого насоса осуществляется циркуляция рассола через рассольные камеры того же аппарата. По достижении требуемой степени опреснения воды производится переключение аппарата на второй бак подлежащей опреснению воды. Опресненная вода из первого бака поступает потребителю.

В циркуляционных опреснительных установках непрерывного действия может осуществляться циркуляция либо только рассола, либо рассола и дилюата одновременно с непрерывной продувкой рассольного тракта.

Циркуляционная (порционная) схема применяется, как правило, при малой пропускной способности установки (до 500 м³/сут). Достоинством этой схемы является возможность создания серийных типовых установок, которые могут быть привязаны в любых конкретных условиях (различное солесодержание) при простом осуществлении автоматизации и контроля. Недостатком ее является завышенный расход энергии на перекачку вследствие отдаления рабочих параметров от критических в большей части цикла деминерализации.

Прямоточная схема с прямотоком рассола (наиболее распространенная схема), применяется при большой и средней пропускной способности установки. Эта схема требует разработки индивидуальных проектов для каждого случая привязки. Достоинством ее является относительно более низкий удельный расход электроэнергии и относительно меньшие удельные капитальные затраты.

Прямоточная схема с противотоком рассола. Ее преимуществом по сравнению с предыдущей схемой является более равномерное отношение концентраций рассола и дилюата. Последнее определило желательность применения этой схемы при от-

носительно высоком значении отношения концентраций рассола и дилюата (рис. 21.14).

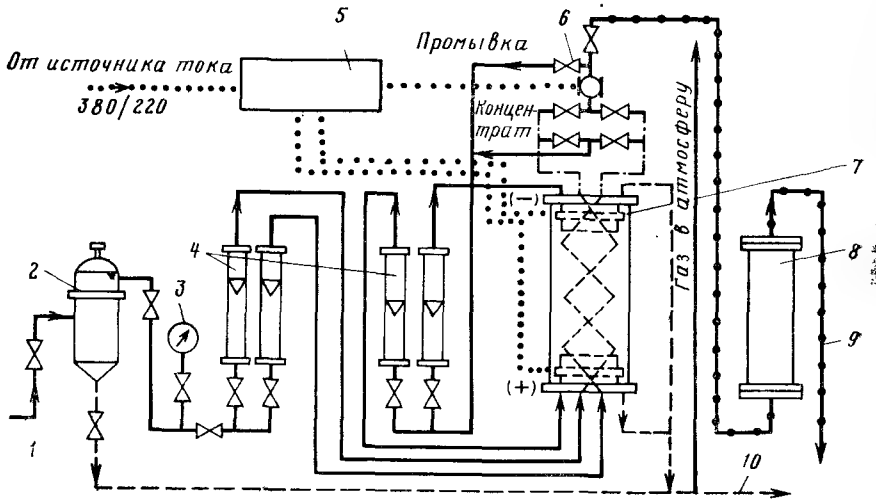


Рис. 21.14. Технологическая схема электродиализной установки ЭОУ НИИПМ-25 с последовательным движением потока в рабочих камерах.

1, 9 — подача исходной и отвод опресненной воды; *5* — выпрямитель; *10* — канализация; *8* — фильтр с активным углем для дезодорации; *2* — металлокерамический фильтр для предварительной очистки; *3* — электроконтактный манометр; *4* — ротаметры; *6* — электрический пульт управления; *7* — электродиализный аппарат

В России первые поисковые работы в этой области начались в 50-х годах в научно-исследовательском институте ВНИИ ВОДГЕО и продолжались затем в ВИЭСХе, который совместно с Московским электролизным заводом создал передвижные электродиализные опреснительные установки СЭХО-I и СЭХО-II, предназначенные для сельскохозяйственного водоснабжения отгонных пастбищ.

В институте пластических масс (НИИПМ) под руководством К. М. Салдадзе разработаны первые в стране мембраны МА-40 и МК-40, которые в настоящее время выпускаются Щекинским химическим комбинатом. Там же созданы новые мембраны МА-100 и МК-100, которые обладают низким сопротивлением (0,3—0,5 Ом/см^2) и высокими электрохимическими свойствами. Кроме того, в этом же институте ведется разработка конструкций электродиализных аппаратов и на их базе опреснительных установок. В частности, на базе электродиализного аппарата «Родник» создана и работает установка ЭОУ-НИИПМ-25 (табл. 21.4).

Алма-Атинским отделением Государственного проектного института «Сантехпроект» разработан ряд опреснительных установок на базе электродиализных аппаратов конструкции ВНИИ ВОДГЕО. Налажено серийное производство аппаратов производительностью 50, 100 и 1000 м^3/сут, предназначенных для обработки исходной воды с солесодержанием 5—8 г/л.

Институт химических наук АН Казахстана ведет работы как по синтезу ионообменных мембран, так и по разработке конструкций электродиализных аппаратов и установок. Ученые этого института разработали аппарат, на базе которого Алма-Атинским электромеханическим заводом Управления Казахской железной дороги изготавливаются прямоточные и циркуляционные электродиализные опреснительные установки производительностью до 100 м^3/сут пресной воды.

Разработанная ВНИИ ВОДГЕО и Гипроводхозом электродиализная опреснительная циркуляционная порционная установка имеет производительность до 125 м^3/сут. Она состоит из двух ванн с горизонтально расположенной осью электрического поля, смонтированных из 200 пар ионитовых мембран размером 1500×500 мм. Камеры — прокладочного типа, рамки выполнены из паронита толщиной 0,8...1,0 мм, турбулизирующая прокладочная сетка — из поливинилхлорида; катоды и аноды — графитовые. Для устранения отложений карбоната кальция и гидроксида магния в рассольных камерах и в катодном пространстве предусмотрено подкисление раствора до pH=4 и периодическое переключение полярности электродов с одновременным переключением трактов диализата и рассола.

Все соединительные трубопроводы электродиализной опреснительной установки выполняют из полиэтиленовых труб, а арматуру — из коррозионно-стойких материалов. Вентиляцию в помещениях электродиализных аппаратов проектируют так же, как и в хлораторных. Если производительность установки превышает 10 м^3/ч, то электросиловое оборудование и контрольно-измерительные приборы размещают в отдельном помещении, изолированном от помещения электродиализных аппаратов. Отечественная промышленность выпускает установки этого типа производительностью 12, 24, 120, 350 и 1000 м^3/сут.

21.5. Газогидратное опреснение воды

Газогидратный метод опреснения воды основан на использовании искусственного холода и по аппаратурному оформлению подобен вымораживанию со вторичным хладоагентом. Про-

цесс состоит в получении кристаллов контактированием соленой воды с гидратообразующим веществом, последующей сепарацией их от рассола и плавлением. Установка включает следующие основные аппараты: реактор-кристаллизатор, сепаратор кристаллов, конденсатор-плавитель и дегазаторы пресной воды и рассола (рис. 21.15). *В качестве гидратообразователей*

Таблица 21.4

Характеристика электродиализаторов

Параметр	Значения параметра для электродиализаторов								
	ЭХО—5000×200	«Родник-3»	Э—400.00	Э—400.01	АЭ—25	АЭ—50	ЭДА—1500×1000	ЭДУ—2*	ЭДУ—50*
Тип	Прокладочный		Лабиринтный				Прокладочный	Прокладочно-лабиринтный	Прокладочный
Пропускная способность, м³/ч	15—20	1	4	8	20—25	50	60—70	2	17
Марка мембраны	МК—40, МА—40	МК—40, МА—40	МК—40, МА—40	МК—40, МА—40	МК—40, МА—40 МКК, МАК	МК—40, МА—40	МК—40, МА—40	МК—40, МА—40	МК—40, МА—40 МКК, МАК
Размер мембраны, мм	1450×480	450×480	400×400	750×480	1000×480	1000×480	1492×992	500×480	1000×480
Число пар мембран (число ячеек)	200	200	200	200	250	250	300	60	600
Съем соли на аппарате за один проход, %	40	70	50	60	40—50	40—50	До 30	20	29
Давление воды на входе в аппарат, 10^5 Па	4	2	2,5	2,5	4	3,4	3	1,3	1,5
Рабочая скорость в дилюатной камере, см/с	12	12	12—13	12—20	24	22	12	20	12
Потери давления в аппарате при рабочей скорости, 10^5 Па	1,5	1,7	2	2	2,5	2,1	1,5	1,2	1,4
Конструкция рабочих камер	Корпусная рамка с сеткой из полипропилена	Корпусная рамка с закладной гофрированной сеткой	Лабиринтно-сетчатая прокладка				Корпусная рамка с закладной сеткой	Лабиринт с закладной сеткой	Корпусная рамка с закладной сеткой
Расстояние между мембранами, мм	1	2	1	1	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
Материал прокладок	Полиэтилен	Винипласт	Полиэтилен	Полиэтилен	Поливинилхлорид, полиэтилен	Полиэтилен ПВД, поливинилхлорид	Полиэтилен, ПВД	Поливинилхлорид	Поливинилхлорид
Полезно используемая площадь мембран, %	68	70	60	60	70	70	70	75	80
Материал электродов	Графит или платинированный титан		Платинированный титан						Графит
Число электродов	2	2	2	2	4—3	4	3	2	2
Напряжение, В	500	220—380	400	400	400	460	500	36	500
Сила тока при $C_0 = 3$ г/л, А	20	5	20	15	20	...	...	10	0
Габаритные размеры аппарата, мм:									
длина	1250	580	500	800	1480	2050	1980	550	1710
ширина	660	680	500	500	1000	1760	1615	550	1210
высота	1590	1630	1200	1300	1535	2150	1900	250	2020
Ориентировочная масса, кг	1000	500	300	500	1670	2360	3125	70	800

* Сняты с производства

применяют пропан, хлор, фреон-40, этилен, фреон-31, циклопропан и др.

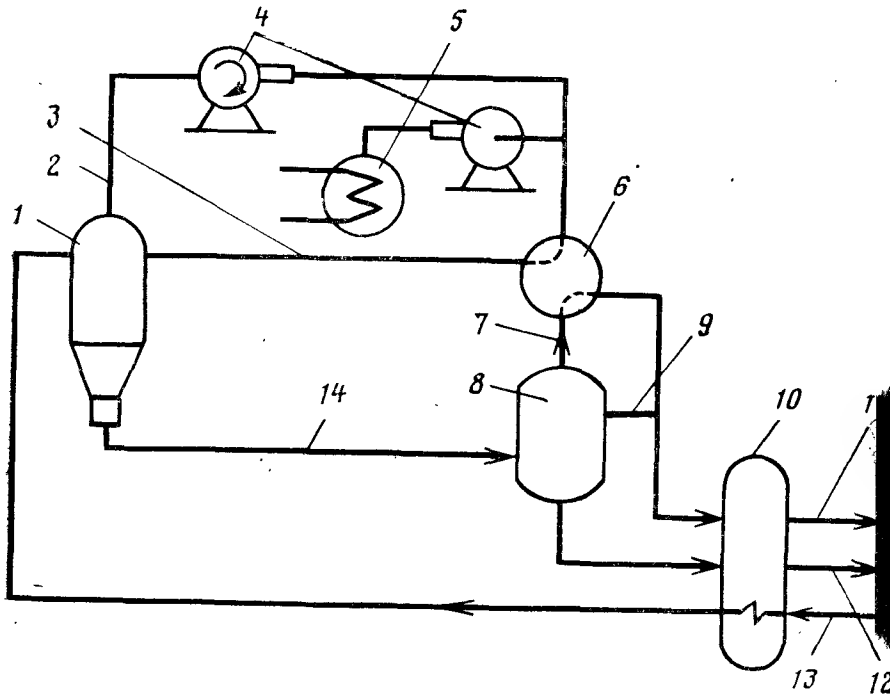


Рис. 21.15. Схема опреснения воды газогидратным методом.
1 — реактор-кристаллизатор; *2* — газообразный агент; *3* — жидкий агент; *4* — компрессор; *5* — конденсатор вспомогательного цикла; *6* — плавильник; *7* — гидраты; *8* — сепаратор; *9* — промывная вода; *10* — теплообменник; *11*, *13* — опресненная и соленая вода; *12* — рассол на сброс; *14* — рассол и гидраты

Газогидратный метод выгодно отличается от прямоконтактного вымораживания более высокой температурой проведения процесса, что позволяет сократить потери холода в окружающую среду. При газогидратном методе исключается один из основных недостатков опреснения вымораживанием — опасность замерзания промышленной воды в слое кристаллов льда.

21.6. Опреснение воды обратным осмосом

Обратно осмотический метод основан на следующем явлении. Если в сосуде между пресной и соленой водой поместить *полупроницаемую перегородку*, способную пропускать воду и

задерживать гидратированные ионы растворимых в воде солей, то можно наблюдать, как пресная вода начинает поступать в отсек с соленой водой. Переток чистой воды происходит вследствие разницы концентрации жидкости по обеим сторонам перегородки. Через некоторое время уровень пресной воды станет заметно ниже уровня соленого раствора. Разница уровней после установившегося равновесия характеризует осмотическое давление растворенного вещества. Процесс самопроизвольного перетекания менее концентрированного раствора в более концентрированный через полупроницаемую перегородку называют осмосом. Если создавать в соленом растворе давление, превышающее осмотическое, то возникает перетекание молекул пресной воды в направлении, обратном ее естественному движению, т. е. вода из раствора начинает перетекать через перегородку в пресную воду. Такой процесс известен под названием обратного осмоса.

Таким образом, опреснение соленой воды методом обратного осмоса основывается как раз на процессе перетекания молекул чистой воды из раствора при создании давления, превышающего осмотическое, в направлении от раствора к пресной воде через полупроницаемую перегородку.

Полупроницаемая перегородка выбирается с таким расчетом, чтобы через ее поры могли проходить молекулы воды, но не могли проходить ионы солей, растворенных в соленой воде. Поскольку ионы солей в размере примерно в 1,5 раза больше, чем молекулы воды, то это осуществить (в техническом смысле) вполне возможно. Так как молекулы воды способны протекать через поры, слишком узкие для прохождения ионов солей, то это явление называется еще и *гиперфильтрацией (сверхфильтрацией)*. Поэтому в литературе метод опреснения воды обратным осмосом некоторые исследователи называют *методом опреснения воды гиперфильтрацией.*

Установки такого типа могут быть выполнены в виде металлических плит, стягивающих пакеты пластин из пористой бронзы, по обеим сторонам которых расположены полупроницаемые перегородки — мембраны. Соленая вода подается под давлением порядка 10,0 МПа в пространство между двумя мембранами. Пористые бронзовые плиты выдерживают огромное давление и одновременно служат дренирующей системой, через которую проходит пресная вода.

Обратный осмос качественно отличается от известного в практике водоподготовки и химической технологии процесса фильтрования. При фильтровании природных и сточных вод, представляющих *гетерогенные системы*, обычно необходимо задерживать взвешенные частицы различной степени дисперсно-

сти (диаметром не менее 10 нм). Обратноосмотической обработке подвергаются в основном *гомогенные системы — истинные растворы*, в которых задерживаемое вещество представлено в виде молекул и ионов. Эта характерная особенность обусловливается различиями как по типу фильтрующих сред, так и по величине давлений, под действием которых идут процессы. Величина пор в обратноосмотических мембранах значительно меньше, чем в средах, применяемых для фильтрования, что обусловливает значительные потери напора при продавливании даже дистиллированной воды. При продавливании раствора через полупроницаемые мембраны возникает (практически отсутствующая при фильтровании) дополнительная противодействующая сила — разность осмотических давлений исходного раствора и фильтрата, величина которой может быть соизмерима с величиной рабочего давления, действующего на исходный раствор.

Принципиальное различие процессов фильтрования и обратного осмоса заключается также в том, что в первом процессе извлекаемые из воды частицы остаются либо на поверхности, либо в объеме фильтрующей среды, которую или периодически меняют (например, патронные и намывные фильтры), или очищают обратной промывкой (например, осветлительные фильтры). В противоположность этому задерживаемые вещества в идеале не должны сорбироваться ни на поверхности, ни в объеме обратноосмотических мембран (образование осадков на мембранах — процесс вторичный и вредный, препятствующий нормальному разделению растворов). Так как сорбция (удерживание) растворенного вещества мембранами практически отсутствует, необходимо постоянное его удаление от поверхности мембран; в противном случае у поверхности мембран будет происходить его накапливание, которое сопровождается повышением осмотического давления раствора. В случае идеальной полупроницаемости мембран при достижении осмотическим давлением величины, равной приложенному гидростатическому давлению, движущая сила процесса станет равной нулю, и процесс прохождения растворителя прекратится. При неполном задержании растворенного вещества мембраной его количество у поверхности увеличится и приведет к увеличению его проникновения в фильтрат. Рост концентрации растворенного вещества у поверхности мембран прекратится в этом случае при достижении равенства солевых потоков, направленных к мембране и от нее. Таким образом, если растворенное вещество от поверхности неидеальной полупроницаемой мембраны не отводится, то процесс продавливания раствора не прекратится, однако, концентрация растворенных веществ в

фильтрате станет равна их концентрации в исходном растворе.

Ионы в порядке увеличения задержания располагаются в ряд, совпадающий в основном с рядом увеличения энергии гидратации:

$$H^+ < NO_3^- < J^- < Br^- < Cl^- < K^+ < F^- < Na^+ < SO_4^{2-} <$$
$$< Ba^{2+} < Ca^{2+} < Mg^{2+} < Cd^{2+} < Zn^{2+} < Al^{3+}.$$

Увеличение задержания одновалентных ионов из многокомпонентных растворов, по сравнению с их задержанием из бинарных растворов, хорошо известно в практике обратного осмоса. Это явление, имеющее большое практическое значение, прослежено не только на плоских мембранах, но и на мембранах, выполненных в виде полых волокон.

Схема процесса показана на рис. 21.16. Опреснение воды методом обратного осмоса происходит без фазовых превраще-

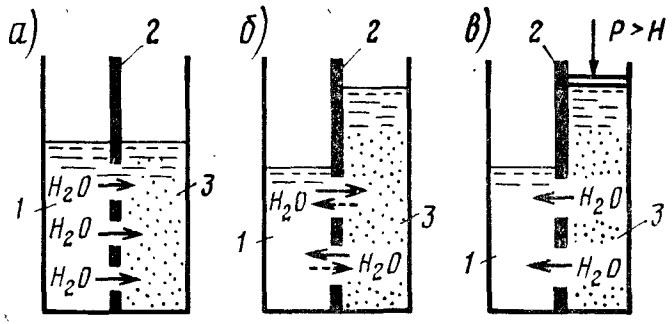


Рис. 21.16. Схема движения молекул воды через полупроницаемую мембрану.

а — начало осмотического переноса; *б* — равновесное состояние; *в* — обратный осмос под внешним давлением p>H; *1* — вода; *2* — полупроницаемая мембрана; *3* — раствор солей

ний, энергия при этом в основном расходуется на создание давления исходной воды — среды практически несжимаемой. Осмотическое давление растворов близких по составу к природным водам, даже при небольшой степени их минерализации достаточно велико, например, для морской воды, содержащей до 3,5% солей, оно составляет примерно 2,5 МПа. Рабочее давление в установках по опреснению рекомендуется поддерживать не менее 5 МПа и даже выше, поскольку производительность их определяется разностью между рабочим и осмотическим давлением.

Эффективность обратноосмотического обессоливания воды зависит в значительной степени от удельной производительности мембран q, м³/(м²·сут), которая связана со скоростью фильтрования раствора v соотношением

$$v = 11{,}6 \cdot 10^{-6} q,$$

и от способности мембран задерживать какое-либо вещество R

$$R = 1 - \frac{C_ф}{C_0},$$

где $C_ф$ и C_0 — концентрация растворенных веществ в исходной и фильтрованной воде.

Скорость фильтрования раствора через обратноосмотическую мембрану, как показали многочисленные экспериментальные исследования, связана с давлением фильтрования p и величинами осмотического давления обессоливаемой воды и фильтрата зависимостью

$$v = k_0 (p - \Delta\pi),$$

где k_0 — коэффициент водопроницаемости мембраны, м/(с·Па). Величина осмотического давления раствора зависит от природы растворенного вещества, его концентрации и температуры раствора, причем, с ростом последних, осмотическое давление также увеличивается.

При обратноосмотическом обессоливании воды из-за предпочтительного переноса растворителя через полупроницаемую мембрану у ее поверхности увеличивается концентрация растворенных веществ по сравнению с их содержанием в исходном растворе. При этом устанавливается такой градиент концентрации растворенных веществ в напорной камере аппарата, который обеспечивает динамическое равновесие между подводом веществ к мембране и удалением их вследствие конвективной и молекулярной диффузии.

Составляющая градиента концентрации растворенного вещества по Карелину Ф. Н., перпендикулярная поверхности мембраны, вызывает явление, получившее название *концентрационной поляризации*. Наряду с этим в обратноосмотических аппаратах появляется составляющая градиента концентрации, направленная вдоль поверхности мембран, это связано с тем, что при движении вдоль поверхности мембраны часть воды фильтруется через нее и концентрация растворенных веществ в растворе увеличивается. Последнее явление называется *концентрированием растворов*.

Оба описанных явления (концентрационная поляризация и концентрирование растворов) обязательно сопутствуют обратноосмотическому разделению растворов, однако, роль их при обессоливании природных и сточных вод различная.

Отличительной особенностью установок обратного осмоса является простота конструкции и эксплуатации. Главными узлами установок являются устройства для создания давления (насосы) и разделительные ячейки с полупроницаемыми мембранами (рис. 21.17). Это обусловливает стремление исследователей применить обратный осмос для опреснения морских и со-

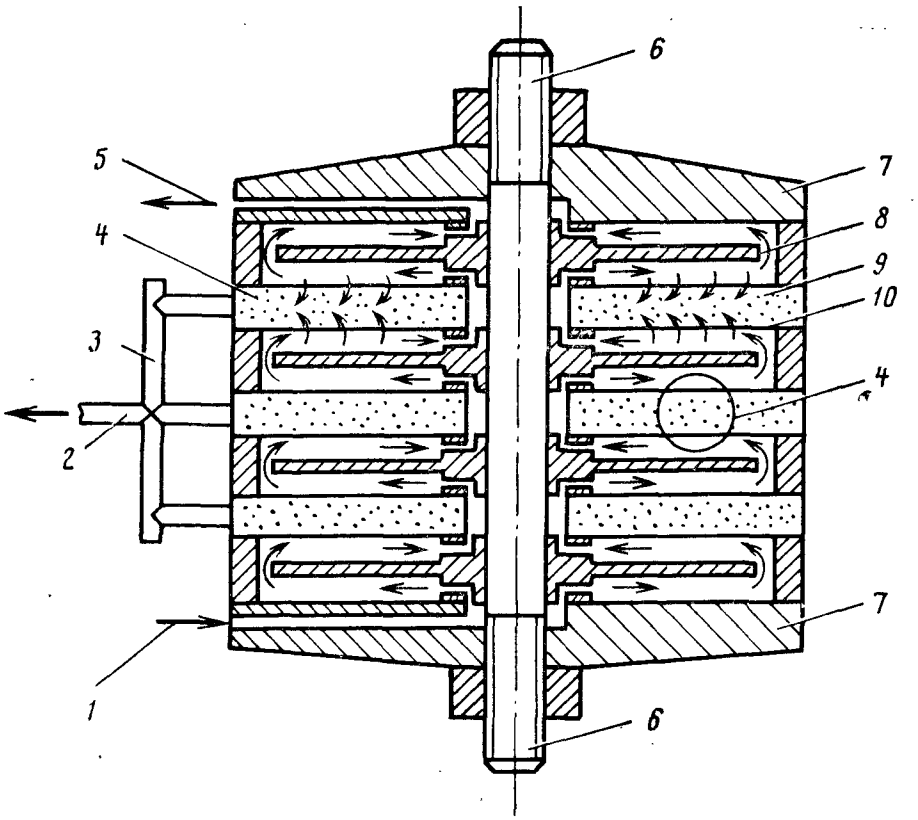


Рис. 21.17. Фильтрпресный обратноосмотический аппарат фирмы ДДС. *1, 2* — подача исходной и отвод опресненной воды; *3* — общий коллектор опресненной воды; *4* — фильтрующие элементы; *5* — отвод концентрата; *6* — стяжной стержень; *7* — стяжные круглые в плане фланцы; *8* — разделительные диски; *9* — опорная пластина; *10* — мембраны

лоноватых вод, удаления из воды некоторых органических примесей и поверхностно-активных веществ, глубокой очистки промышленных сточных вод и природных загрязненных вод.

Водные растворы разделяются полупроницаемыми мембранами (табл. 21.5). Основные характеристики отечественных плоских мембран, изготовляемых ВНИИ синтетических смол в соответствии с ТУ 6-05-221-322-77 «Мембраны Владипор типа МГА», представлены в табл. 21.5.

Таблица 21.5

Марка мембран	Солезадерживающая способность R, %, не менее	Производительность, л/(м²·сут), не менее
МГА-100	97	250
МГА—95	95	375
МГА—90	90	450
МГА—80	80	750
МГА—70	70	1000

Указанные в табл. 21.5 показатели определяются путем фильтрования 0,5%-ного раствора поваренной соли под давлением 5 МПа. Мембраны типа МГА изготовляют из ацетилцеллюлозы методом сухо-мокрого формования. В связи с этим они являются асимметричными, обладающими более плотным слоем у той поверхности мембраны, которая в момент изготовления находилась в контакте с атмосферой (активный слой). Толщина этого слоя обычно не превышает 200 нм. Производительность и селективные свойства мембран МГА в сильной степени зависят от того, через какую поверхность происходит фильтрование раствора. Большего значения селективность (солезадержание) достигает при приложении давления к активной стороне (см. табл. 21.1).

Мембраны МГА, как и все асимметричные мембраны из ацетилцеллюлозы, не сохраняют свои первоначальные свойства в сухом виде. Их необходимо хранить в набухшем состоянии влажными, не допуская развития микроорганизмов. Температура и pH среды, в которой хранятся мембраны, должна исключить гидролиз ацетилцеллюлозы. Наиболее подходящим для хранения ацетилцеллюлозных мембран является водный раствор сульфата меди с концентрацией 800 мг/л при pH 5 ... ... 5,5; селективные свойства сохраняются в течение 2,5 лет, микроорганизмы не развиваются. Выпускаемые в настоящее время мембраны МГА инклодированы в глицерине, что допускает некоторое подсушивание мембран (кратковременное и не-

полное), что упрощает их смену в обратноосмотических аппаратах.

Наряду с высокими значениями производительности и солезадерживающей способности, длительные исследования вскрыли существенные недостатки ацетилцеллюлозных мембран. При эксплуатации этих мембран происходит постепенное снижение скорости фильтрования при постоянном давлении. Область применения ацетилцеллюлозных мембран ограничена нейтральными растворами (pH от 5 до 7—8), так как они нестойки в кислых и щелочных средах. Под действием некоторых микроорганизмов мембраны теряют первоначальную селективность. Недостаточная способность задерживать некоторые органические вещества (спирты, мочевину, фенол и т. д.) ограничивает возможность использования ацетилцеллюлозных мембран для очистки сточных вод.

Их изготовляют из различных полимерных материалов, пористого стекла, графитов, металлической фольги и др. От материала мембраны зависят ее свойства (химическая стойкость, прочность), а также в значительной степени ее структура. Пористые мембраны подразделяют на мембраны с эластичной, жесткой структурой и комбинированные.

Отечественная промышленность выпускает полиамидные мембраны УАМ (ультрафильтрационные ацетатные) и МГА (гиперфильтрационные ацетатные).

Обратный осмос осуществляют при давлении выше 5 МПа. *Существуют четыре гипотезы*, объясняющие процесс отделения солей от воды при ее фильтровании через полупроницаемые мембраны:

1) *действие мембран объясняется ультрафильтрацией или механизмом просеивания* — через поры мембраны проходят молекулы воды и не проходят молекулы и ионы растворенных веществ;

2) *согласно диффузионной теории* предполагается, что компоненты разделяемой системы растворяются в материале диафрагмы и диффундируют через нее; селективность при этом объясняется различием коэффициентов диффузии и растворимости компонентов;

3) предполагается, что *вода в структуре ацетатцеллюлозных мембран может находиться в связанном или капиллярном состоянии*; в первом случае она водопроводными связями соединяется с кислородом карбонильных групп материала мембраны, во втором — заполняет относительно крупные поры, создавая при этом селективный барьер, поскольку ионы солей

не способны образовывать водородные связи, поэтому через мембрану проходит только чистая вода, непрерывно образуя и разрывая на своем пути водородные связи;

4) предполагается, что *в водном растворе на поверхности гидрофильной мембраны* в результате отрицательной адсорбции появляется слой чистой воды, поэтому, если поры в мембране не превышают удвоенной толщины такого слоя, через них может проходить только чистая вода.

Исследованиями многих авторов показана несостоятельность, в некоторых случаях ультрафильтрационной и диффузионной теорий. *Большинство экспериментальных данных свидетельствует о капиллярном течении жидкостей в набухающих мембранах. Селективность таких мембран объясняется особыми свойствами жидкостей в капиллярах.* Капиллярная модель полупроницаемой мембраны хорошо объясняет снижение селективности с ростом концентрации раствора, а также изменение задерживающей способности ацетатцеллюлозных мембран в водных растворах.

На рис. 21.18 показана принципиальная схема трехступенчатой установки, которая может применяться для различных целей и позволяет получать одновременно воду различного качества — от пресной до обессоленной. Исходный раствор, например, соленая природная вода, хлорируется и подается в высокоскоростной самоочищающийся фильтр. Очищенный раствор насосом высокого давления перекачивается в обратноосмотические аппараты первой ступени. Опресненная вода через расходомер и датчик солемера сливается в промежуточный бак, откуда часть ее подается потребителю, а часть направляется на дальнейшее обессоливание во вторую ступень. Фильтрат второй ступени вливается в емкость, откуда, как и до второй ступени, часть его подается потребителю, а часть поступает на третью ступень — фильтр смешанного действия, позволяющий получить глубоко обессоленную воду. Концентрированный раствор, выходящий из аппаратов первой ступени, либо подается на испарение, либо сбрасывается в канализацию в зависимости от условий производства. Установка имеет узлы автоматического контроля и регулирования параметров процесса очистки.

Анализ стоимости установок в зависимости от их производительности показывает, что обратный осмос по сравнению с дистилляцией наиболее экономичен на установках производительностью до 100 тыс. м³/сут, а по сравнению с электродиализом — на установках производительностью до 10 тыс. м³/сут.

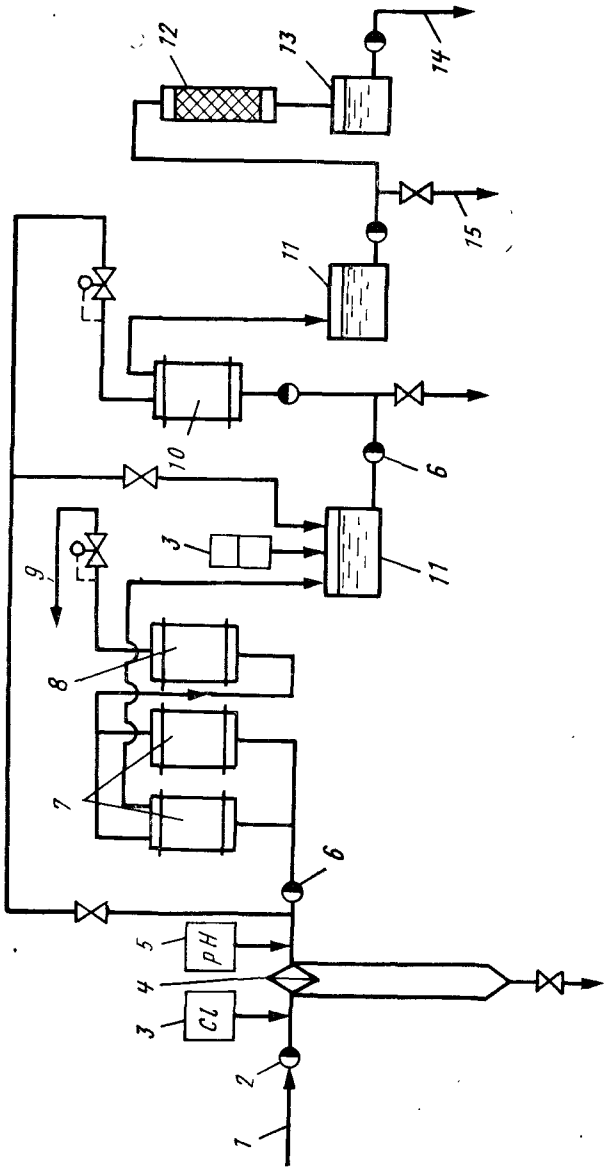


Рис. 21.18. Схема трехступенчатой обратноосмотической установки.
1, 16 — подача исходной и отвод пресной воды; *2* — насос; *3* — хлоратор; *4* — фильтр предварительной очистки; *5* — подкислитель; *6* — насос высокого давления; *7, 8, 10* — обратноосмотические аппараты I, II и III ступени; *9* — отвод концентрата; *11* — сборник пресной воды; *12* — ионитовый фильтр смешанного действия; *13* — бак глубоко обессоленной воды; *14* — отвод глубоко обессоленной воды; *15* — отвод обессоленной воды

Отечественная промышленность выпускает *фильтрпрессные аппараты*, которые нашли применение в установках УГ-1, УГ-10, УГО-50, УГОС-1, УГОС-2 (табл. 21.6).

Таблица 21.6

Техническая характеристика опресиителей

Показатель	Марка установки	
	УГ—1	УГ—10
Производительность по опресиенной воде, м³/сут	1	10
Солесодержание воды, г/л		
опресняемой	До 5	—
опресненной	До норм ГОСТа 2874—82	
Расход соленой воды, подаваемой в установку, м³/ч	0,1	0,8
Расход сбрасываемого рассола, м³/сут	1,4	9,2
Рабочее давление в аппаратах, МПа (кгс/см²)	5(50)	5(50)
Число аппаратов	2	1
Площадь комплекта мембран, м²		
в аппарате	4	70
в установке	8	70
Размер мембран в аппарате, мм	370×160	600×400

Широкое распространение в практике получили *аппараты рулонного типа*. Они представляют собой трубу диаметром 7 ... ... 20 см и длиной 1 ... 9 м, в которую вставлены рулонные фильтрующие элементы (РФЭ). Наибольшее применение находят РФЭ конструкции фирмы «Галф Дженерал Атомик» (США). Эти элементы изготовляют накручиванием вокруг центральной водоотводящей трубки со щелями полупроницаемых мембран, разделенных дренажными устройствами и турбулизаторами-разделителями. В процессе накручивания материалы, образующие мембранные пакеты, пропитывают клеевой композицией так, что получаются напорные и дренажные полости, отделенные друг от друга. РФЭ устанавливают в аппарат так, что обрабатываемая вода движется вдоль образующих РФЭ и покидает аппарат в виде концентрата. Часть обрабатываемой воды фильтруется через мембраны, движется по спиралевидным каналам к центру РФЭ и по водоотводящей трубке отводится из аппарата. Для обеспечения последовательного движения соленой воды через все РФЭ между РФЭ и корпусом аппарата вставляют уплотнительные кольца.

Отечественные РФЭ аналогичного типа разработаны ВНИИСС. В соответствии с ТУ 6-05-221-731-84 изготовляют два типа элементов: *ЭРО-ЭМ-3,0/400 и ЭРО-ЭМ-6,5/900* длиной 475 и 950 мм соответственно и диаметром 100 мм. Эти элементы обеспечивают задержание не менее 90% хлорида натрия и производительность не менее 30 и 100 л/ч при фильтровании

0,5%-ного раствора поваренной соли под давлением 5 МПа. Элементы ЭРО используют в обратноосмотических установках УМР, разработанных НИИХиммашем.

Большое распространение получили также *аппараты с полыми волокнами*. Наибольшего успеха в этой области добилась американская фирма «Дюпон», выпускающая аппараты В-9 и В-10, в которых используются полые волокна из ароматического полиамида (рис. 21.19). В этих конструкциях полые

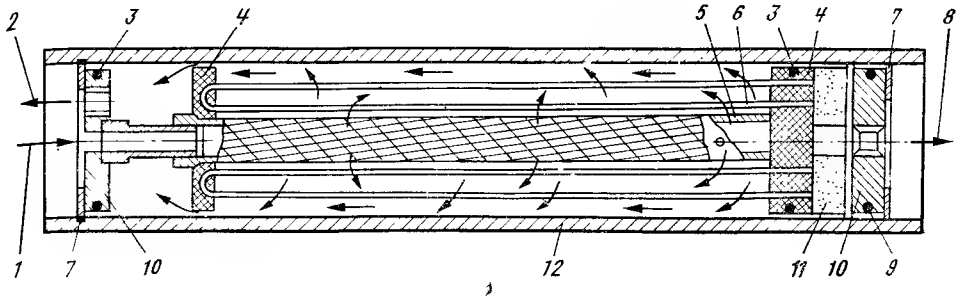


Рис. 21.19. Опреснительный аппарат с полыми волокнами фирмы «Дюпон».
1, 2, 8 — исходная вода, концентрат и фильтрат; *3* — уплотнительное кольцо; *4* — эпоксидный блок; *5* — центральная трубка; *6* — полые волокна; *7, 9* — пружинное и уплотнительное кольцо; *10* — крышка; *11* — пористый диск; *12* — корпус аппарата

волокна уложены параллельно оси аппарата на слой нетканого материала, закручиваемого в процессе изготовления аппарата вместе с пучками полых волокон вокруг центральной трубки. Концы волокон закреплены в эпоксидных блоках, причем концы волокон в блоке открыты. Фильтрующий элемент, состоящий из полых волокон, блоков и центральной трубки, помещен в стеклопластиковый корпус, закрытый крышками, которые удерживаются пружинными шайбами. В крышке имеется отверстие для отвода фильтрата.

В России в НПО «Химволокно» изготовляют аппараты с ацетилцеллюлозными полыми волокнами. В соответствии с ТУ 6-06-31-476-84 *выпускаются аппараты двух марок АРО-150 и АРО-205*, имеющих длину 1200 мм, диаметр соответственно 150 и 205 мм, производительность не менее 1,5 и 4,5 м³/сут при давлении 2 МПа, температуре раствора 20 °С и концентрации хлорида натрия 5 г/л. В аппаратах используются два сорта волокон, обеспечивающих задержание хлорида натрия не менее, чем на 65 и 75% при выходе фильтрата 50%. Аппараты АРО прошли длительные испытания в опытно-промышленных

условиях на *установках УГ-ВИТАК-1 и УГ-ВИТАК-2* и в настоящее время внедряются в народное хозяйство страны.

В ряде случаев весьма эффективными является сочетание обратного осмоса с другими процессами. Так, при содержании солей в исходной воде 0,9 ... 1,0 г/л установки обратного осмоса могут применяться как предварительная ступень перед ионообменными фильтрами. Применение такой схемы для обработки добавочной питательной воды позволяет снизить себестоимость обессоленной воды на 26%, а осмос солевых растворов — на 50%.

Ультрафильтрация является частным случаем обратного осмоса и заключается в фильтровании водных растворов органических веществ и коллоидных растворов через более крупнопористые полупроницаемые мембраны с размером пор радиусом более 15 ангстрем. При ультрафильтрации можно рассматривать воду в процессе ее движения через поры, как сплошную среду, при этом выполняется соотношение:

$$\frac{dQ_п}{dT} = \frac{\pi p r^4}{8\delta\eta},$$

где $Q_п$ — количество воды, прошедшей через пору, м³; p — давление, Па; r — радиус поры, м; T — время, с; η — динамическая вязкость, Па·с; δ — толщина активного слоя мембраны, м.

Ультрафильтрация по схеме ведения процесса и по параметрам *является промежуточным звеном между фильтрованием и обратным осмосом.* Ультрафильтрационные мембраны по размеру пор занимают промежуточное положение между обычными фильтрующими средами и обратноосмотическими мембранами. *Фильтрование* обычно применяют для извлечения из воды дисперсных и крупных коллоидных примесей; *ультрафильтрацию* — для извлечения мелких коллоидных частиц и высокомолекулярных органических соединений; *обратный осмос* — это извлечение истинно растворенных веществ и средне- и низкомолекулярных органических соединений. *Обычное фильтрование* осуществляется *при давлении до 0,15—0,3 МПа; ультрафильтрация при давлении 0,3—0,6 МПа; обратный осмос — при давлении — свыше 0,6 МПа.*

В России *установки ультрафильтрации с керамическими мембранами* серийно выпускает АО завод «Экомаш» (табл. 21.7). Размер пор 0,2 мкм, рабочее давление 0,5 МПа, что позволяет извлекать из воды соли тяжелых металлов, нефтепродукты, взвешенные вещества, органические соединения, соли жесткости, яйца гельминтов, цисты лямблий и многие патогенные бактерии.

Таблица 21.7

Типоразмеры, техническая характеристика и отпускная стоимость установок мембранной очистки

№№ п/п	Типоразмер (обозначение)	Кол-во аппаратов ультрафильтрации, шт.	Площадь мембранной поверхности, м²	Производительность при фильтрации: водных растворов, м³/ч	Производительность при фильтрации: технич. масла, м³/ч	Габариты, мм	Масса, кг	Мощность привода, кВт	Отпускная стоимость (в долларах США) на 01.07.95: из нержавеющей стали	Отпускная стоимость (в долларах США) на 01.07.95: из констр. стали
1	УМО 1	1	1,25	0,25	0,008	350×400×1500	60	0,37	2 375	1 825
2	УМО 2	2	2,5	0,5	0,04	350×650×1500	100	0,55	4 750	3 655
3	УМО 5	4	5	1,0	0,03	500×650×1500	170	1	9 500	7 310
4	УМО 8	6	7,5	1,5	0,05	650×650×1500	280	1,5	14 250	10 960
5	УМО 10	8	10,0	2,0	0,07	800×650×1500	390	1,5	19 000	14 615
6	УМО 15	12	15,0	3,0	0,1	1100×650×1500	520	2,2	28 500	21 925
7	УМО 20	16	20,0	4,0	0,14	1400×650×1500	650	2,2	38 000	29 230
8	УМО 25	20	25,0	5,0	0,17	1800×650×1500	800	2,2	47 500	26 540
9	УМО 30	24	30,0	6,0	0,2	2100×650×1500	740	3	57 000	43 850
10	УМО 40	32	40,0	8,0	0,28	2700×650×1500	990	3	76 000	58 460

Общие технические данные: Размер пор мембранного слоя — 0,2 мкм; рабочее давление — 0,5 МПа (5 кгс/см²); давление системы продувки — 0,25 МПа (2,5 кгс/см²); гарантийный срок службы мембран — 2 года.

Ультрафильтрационные фильтры ФМБ, ММФ, «Ручеек» с размерами пор 0,01 мкм и 0,2—1,0 мкм на давление 0,31—0,5 МПа выпускают МНПК «Химтехмаш», НПФ «ТЭКО», и НПО «Полимерсинтез».

Разновидностями метода обратного осмоса или гиперфильтрации являются *пароосмотическое* и *ионоосмотическое опреснение соленой воды. Пароосмотическое опреснение* основывается на способности водяного пара проникать через полупроницаемые мембраны. Как известно, давление паров воды над соленым раствором меньше давления паров воды над пресной водой. Давление паров над раствором можно повысить, если увеличить общее давление над опресняемой соленой водой. Если это давление повысить сверх осмотического и разделить раствор и пресную воду пористой мембраной, то за счет увеличения давления произойдет испарение воды из раствора, перенос водяных паров через мембрану и конденсация их в пресной воде. Такой процесс получил в науке название пароосмотического опреснения воды.

Опреснение соленой воды может протекать и при прямом осмотическом процессе. В этом случае применяются катионо- и анионопроницаемые мембраны. Метод получил название ионоосмотического. Процесс опреснения с гиперфильтрацией и пароосмотическим, так как он может протекать при атмосферном давлении.

В последние годы большое внимание уделяется *электрическим и электрохимическим методам опреснения соленой воды.* Перспективным считается *метод опреснения воды при помощи пористых электродов.* Процесс осуществляется в аппаратах, где соленая вода протекает вдоль поверхности пористых электродов, к которым подведен постоянный ток с напряжением до 2,0—2,3 В. Под действием тока происходит перенос содержащихся в соленой воде анионов к пористому аноду, катионов — к пористому катоду. Процесс опреснения протекает в две стадии. В первой при пропускании тока происходит осаждение ионов на пористых электродах, а во второй при переполюсовке ионы переходят в раствор и сбрасываются с установки (установки ЭМО-1 и ЭВП-100 конструкции СКТБЭ и НПО «Радон»). Исследования показали, что затраты энергии на опреснение 1 м^3 соленой воды составляют 0,7—0,8 кВт·ч/м^3.

Во ВНИИ ВОДГЕО Ю. Н. Ефимовым проведены исследования *метода опреснения воды фильтрованием через последовательно расположенные пористые графитовые электроды.* Эксперименты показали, что за один проход через два пористых электрода солесодержание воды может быть снижено на 25—30%.

Интересным можно считать *метод опреснения воды нагревом ее до сверхкритических температур* (370—380 °С). Он основан на предположении, что соленая вода, нагретая до сверхкритической температуры, вследствие малой ее вязкости и высокой кинетической энергии молекул, превышающей энергию межмолекулярных связей, может быть достигнуто гравитационное отделение солей от воды. Причем, мнения многих авторов по выбору температуры расходятся. Одни предлагают нагревать воду до 460 °С при давлении 28,0 МПа и подавать в адиабатный испаритель, где она расширяется со снижением температуры до 170 °С и давления 0,5 МПа. Смесь пара и кристаллов направляется в сепаратор на разделение. Другие предлагают использовать в качестве теплоносителя жидкие расплавленные металлы. По такой технологии в камеру с соленой водой впрыскивают жидкий металл; образующиеся в виде дроби гранулы с осажденными на них солями выводят в камеры плавления, где жидкий металл отделяют от солей и вновь направляют на нагревание воды; в соответствии с расчетными данными расход энергии на опреснение при 80% выходе пресной воды может составить 6,5 кВт·ч/м^3.

21.7. Опреснение воды экстракцией

Экстракцией называют физический метод разделения жидких смесей, основанный на различном равновесном распределении компонентов раствора между двумя фазами, которые образуются при введении специального экстрагента.

Экстракционный процесс опреснения состоит из трех стадий: собственно экстракции, заключающейся в смешивании исходной воды и экстрагента с последующим разделением водной и органической фаз; *сепарации* — отделения экстрагированной воды и рассола от растворителя предварительным расслаиванием при изменении температуры экстракта и рафината; *десорбции* — извлечения остатков растворителя из опресненной воды и рассола (способ десорбции зависит от свойств используемого экстрагента).

В качестве экстрагентов, наиболее полно удовлетворяющих требованиям процесса экстракции воды, *могут использоваться триэтиламин, диэтилметиламин, дипропиламин* и другие жидкие, твердые и газообразные растворители.

Принципиальная схема опреснения воды жидкими аминами приведена на рис. 21.20. Основой ее является узел экстракции — сепарация. Процесс протекает в противоточном экстракционном аппарате, где соленая вода контактирует с раствори-

телем, перемещающимся снизу вверх. Экстракт, содержащий пресную воду, направляется через систему теплообменников и нагреватель в сепаратор гравитационного типа, где в результате повышения температуры и изменения растворимости происходит разделение фаз. Отделенный растворитель через теплообменник и холодильник возвращается, а опресненная вода и рафинат с остатками аминов направляются на извлечение растворителя в десорбционные аппараты. Для предотвращения концентрирования солей в экстрагенте при повышенном содержании солей в исходной воде рекомендуется циркуляция части экстракта, выделяемого в сепараторе промежуточным подогревом.

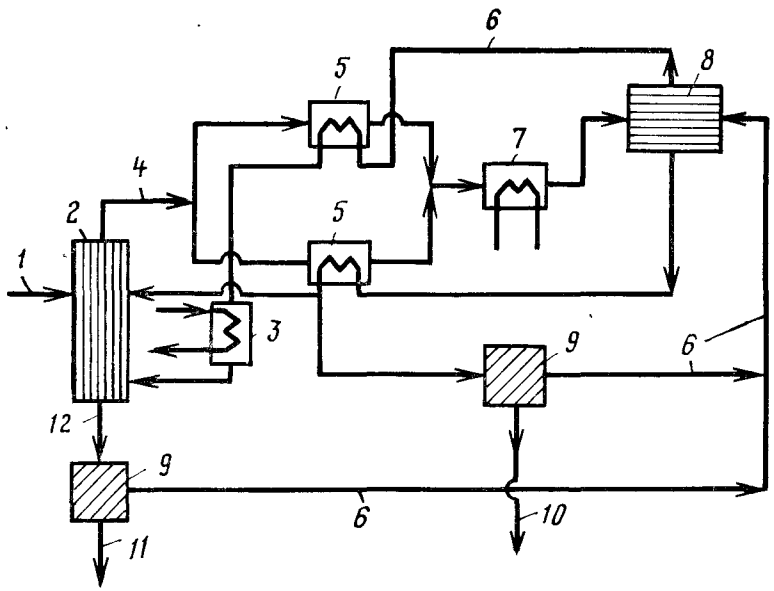


Рис. 21.20. Схема установки экстракционного опреснения воды с использованием жидких аминов.

1, 10 — подача соленой и отвод опресненной воды; *2* — экстракционная колонна; *3* — охладитель; *4* — передача экстракта; *5* — теплообменник; *6* — передача экстрагента; *7* — нагреватель; *8* — сепаратор; *9* — аппарат для извлечения экстрагента; *11* — сброс рассола; *12* — рафинат

В настоящее время внимание ученых всего мира привлекают *биологические методы опреснения соленых вод*, основанные на том, что многие морские растения и водоросли обладают способностью концентрировать в себе растворенные в морской

воде соли. Если в сосуд с соленой водой опустить водоросли, то на свету (под действием солнечных лучей) они поглощают содержащиеся в воде соли. Процесс этот может быть еще усилен введением небольшого количества углекислоты. Через некоторый промежуток времени вода, находящаяся в сосуде, будет опреснена. Опресненную воду надо сливать из сосуда, а в него наливать новую порцию соленой воды. Затем сосуд поместить в темное место. В темноте водоросли выпускают в сосуд соли и снова становятся готовыми к опреснению. Так, смена света и темноты влияет на водоросли, которые становятся способными опреснять воду.

Специальных серьезных исследований по использованию водорослей для опреснения воды еще никто не проводил. Ученые считают, что если подобрать специальные виды водорослей и соблюдать определенные условия течения процесса, то они с успехом могут быть применены для опреснения соленой воды.

Существует *способ опреснения воды, основанный на способности некоторых бактерий извлекать соли из соленой воды.* Способ этот разработан и запатентован в США М. Муром в 1969 г. Установлено, что при контакте соленых вод с водными суспензиями микроорганизмов, выращенных при перегнивании экскрементов сельскохозяйственных животных (например, коровьего навоза), солесодержание воды снижается с 2,0—2,5 г/л до 0,15 г/л. Процесс протекает при нормальных температуре и давлении. Полученная вода после фильтрования и бактерицидной обработки может быть использована для питьевых целей.

Большой интерес представляют *биологические процессы опреснения воды*, протекающие в организмах рыб, морских птиц и млекопитающих. Например, китообразные, тюлени и другие морские животные, находясь всю жизнь в соленой воде, не пьют соленую воду. Но так как без воды не может существовать ни одно живое существо, то они производят пресную воду в своем организме путем окисления собственного жира. В процессе окисления жира вырабатывается так называемая *«метоболическая» вода.* Не случайно, все морские животные имеют большие жировые запасы.

22. ОБЕСКРЕМНИВАНИЕ ВОДЫ

22.1. Основы технологии удаления из воды кремниевой кислоты

В подземных водах содержание кремниевой кислоты достигает половины их общего анионного состава. Концентрация кремниевой кислоты в воде равнинных рек обычно значительно ниже, чем в воде горных рек. Формы присутствия в воде кремниевой кислоты варьируются от коллоидной до ионно-дисперсной в зависимости от ее температуры, pH и от соотношения различных примесей воды.

Воду, содержащую кремниевую кислоту, нельзя использовать для питания котлов высокого и сверхвысокого давления, в химико-фармацевтической промышленности, при производстве капрона и текстиля, при переработке цветных металлов.

Кремниевая кислота является основным компонентом сложных силикатных накипей (до 50% кремниевой кислоты, до 30% оксидов железа, меди и алюминия и до 10% оксида натрия), которые способны отлагаться на стенках котлов и теплообменных аппаратов. Кремниевая кислота образует накипи с катионами кальция, магния, натрия, железа, аммония. Силикатная накипь обладает низким коэффициентом теплопроводности и поэтому существенно снижает теплотехнические показатели работы котлов и теплообменных аппаратов.

Таким образом, вода, содержащая кремниевую кислоту, осложняет и ухудшает работу котлов, турбин, а также различных теплообменных аппаратов, понижает качество продукции ряда производств, поэтому при ее использовании для указанных целей необходимо произвести предварительное обескремнивание воды. Глубина обескремнивания питательной воды для котлов зависит от их рабочего давления, температуры и конструкции. Содержание кремниевой кислоты в добавочной воде обычно до 0,05 ... 0,1 мг/л (считая по SiO_3^{2-}).

Соли кремниевой кислоты достаточно хорошо растворимы в воде. Наименее растворимы в воде силикаты марганца, цинка, кадмия и кальция. Использование солей этих металлов в технологии обескремнивания воды неэкономично из-за больших расходов осадителя. Кремниевая кислота хорошо сорбируется на

хлопьях гидроксидов магния, железа и алюминия. Как показали результаты исследований О. Н. Шемякиной и В. А. Клячко, кремниевая кислота не извлекается из воды в результате обменной адсорбции на слабоосновных анионитах, а средне- и сильноосновными анионитами сорбируется при отсутствии в воде сильных и слабых кислот (особенно угольной).

Обескремнивание воды достигается: осаждением известью; сорбцией гидроксидами железа, алюминия, оксидом или гидроксидом магния; фильтрованием через магнезиальный сорбент; ионным обменом и электрокоагулированием.

Очевидно, что выбор метода обескремнивания воды зависит от предъявляемых к ней требований и экономических показателей.

При обескремнивании воды температурой 98 °С осаждением известью и при значительном избытке осадителя содержание кремниевой кислоты может быть снижено до 0,4 ... 0,5 мг/л, а сорбцией гидроксидами алюминия и железа — до 1,5 ... 2 мг/л. При обескремнивании воды, нагретой до 40 °С, сорбцией гидроксидом магния или каустическим магнезитом достигается снижение соединений кремния в ней до 0,8 ... 1,2 мг/л, а при подогреве воды до 120 °С — до 0,25 ... 0,5 мг/л. При обескремнивании воды фильтрованием через магнезиальный сорбент остаточное содержание кремниевой кислоты снижается до 0,1 ... 0,2 мг/л.

Наиболее глубокое обескремнивание воды достигается в цикле ее ионитового обессоливания: до 0,05 ... 0,01 мг/л. Однако этот метод является наиболее дорогостоящим.

22.2. Сорбционное обескремнивание воды

Обескремнивание воды известью основано на небольшой растворимости силиката кальция. При наличии в исходной воде 10 ... 12 мг/л кремниевой кислоты остаточное содержание ее в обработанной воде составляет 6 ... 8 мг/л. С избытком извести и повышением температуры глубина обескремнивания возрастает. Так, если подлежащую обескремниванию воду нагреть в каскадном подогревателе до температуры 80 ... 90 °С и насытить известью в сатураторе (рис. 22.1), то при этом выпадают в осадок гидроксид магния, сорбирующий SiO_3^{2-}, силикат и карбонат кальция. Вода обескремнивается и частично умягчается.

Осветляют воду фильтрованием, избыток гидроксида кальция удаляют декарбонизацией в скрубберах продувкой очищенными дымовыми газами. Образующийся при этом осадок

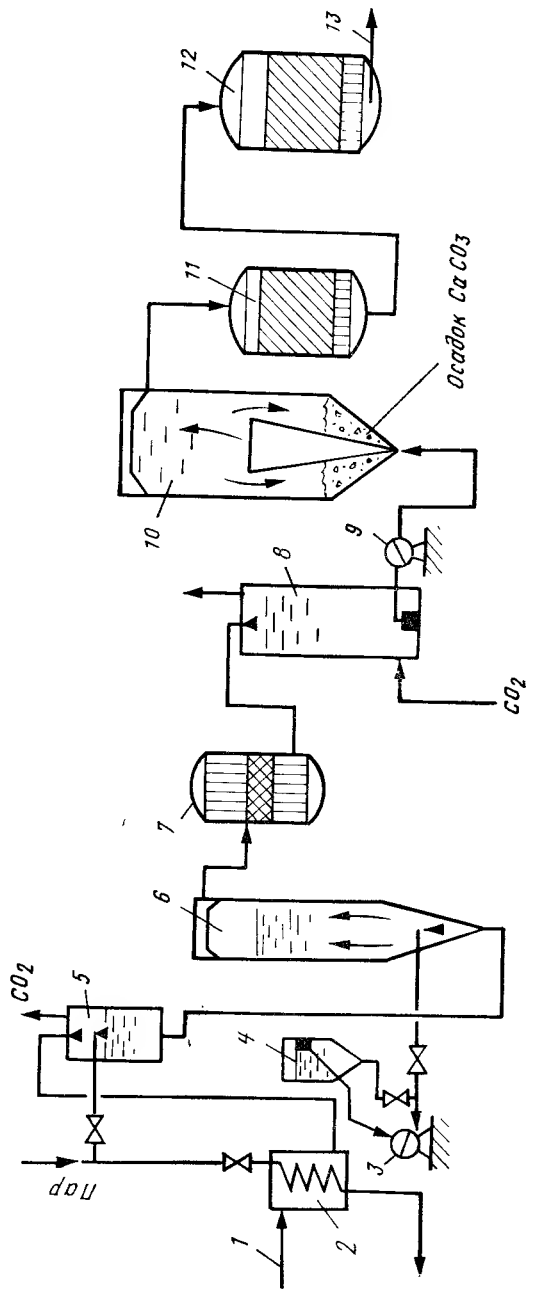


Рис. 22.1. Установка обескремнивания воды известью с подогревом.
1, 13 — подача исходной и отвод декремнизированной воды; *2* — теплообменник; *3* — насос-дозатор; *4* — бак известкового молока; *5* — дегазатор; *6* — сатуратор; *7* — фильтр с мраморной крошкой; *8* — скруббер; *9* — повысительный насос; *10* — напорный осветлитель; *11* — фильтр с мраморной (или антрацитовой) крошкой; *12* — натрий-катионитовый фильтр с термостойким катионитом

карбоната кальция удаляют в осветлителе, из которого вода для окончательного осветления поступает на антрацитовый фильтр и натрий-катионитовый фильтр, загруженный термостойким катионитом.

В очищенной воде содержится 0,35 ... 0,50 мг/л SiO_3^{2-}, солей жесткости — не более 0,01 мг-экв/л, щелочность не превышает 0,3 мг-экв/л. Углекислота удаляется из воды и происходит частичное разложение гидрокарбонатов.

Обескремнивание воды солями железа основано на способности хлопьев гидроксида железа(II), образующегося при введении в воду его солей, сорбировать молекулярно-дисперсную и коллоидную кремниевую кислоту.

Установка, используемая для обескремнивания воды сульфатом железа(II) или хлоридом железа(III), состоит из вертикального смесителя, дозаторов реагента и известкового молока, осветлителя, фильтра и насоса для рециркуляции осадка. Благодаря рециркуляции осадка значительно снижается расход коагулянта.

На снижение содержания кремниевой кислоты с 12 ... 14 до 2 мг/л расходуется 300 ... 350 мг сульфата железа(II). Оптимальные значения pH (8,5 ... 9,5) поддерживаются добавлением в воду извести.

Обескремнивание воды солями алюминия основано на их способности сорбировать кремниевую кислоту из раствора. В качестве реагентов применяют алюминат натрия и сульфат алюминия.

Концентрация остаточной кремниевой кислоты при использовании алюмината натрия составляет 0,5 ... 2 мг/л; расход алюмината — 150 ... 200 мг/л. Применение вместо алюмината натрия более дешевого сульфата алюминия уменьшает глубину декарбонизации и увеличивает содержание сульфатов, что нежелательно для вод, идущих на питание паровых котлов.

Высокой сорбционной способностью по SiO_3^{2-} обладают *хлопья алюмината магния*, образующиеся при одновременном введении в воду солей магния и алюмината натрия при pH свыше 8,5. Для получения оптимального значения pH воду подщелачивают.

Расчетную дозу извести, мг/л (в пересчете на CaO), для подщелачивания воды pH=7,8 ... 8,3 при введении в нее солей алюминия или железа определяют по формуле

$$Д_и = 28\left(\frac{[CO_2]}{22} + \frac{Д_к}{e_к}\right), \qquad (22.1)$$

где $Д_к$ — доза коагулянта в пересчете на безводный продукт, мг/л; $[CO_2]$ — содержание в исходной воде оксида углеро-

да(IV), мг/л; $e_к$ — эквивалентная масса активного вещества коагулянта, мг/мг-экв.

Схема сооружений для обескремнивания воды этим методом аналогична предыдущей. Если допускается содержание взвешенных веществ в воде до 15 мг/л, то вода из осветлителей может непосредственно подаваться потребителю; при необходимости более полного осветления воду пропускают через фильтры с антрацитовой крошкой. Для снижения дозы коагулянта, расход которого обычно составляет 200 ... 400 мг/л, принимают рециркуляцию осадка в осветлителе.

Перечисленные методы имеют недостатки, среди которых наиболее значительными являются большой расход и высокая стоимость реагентов, а также увеличение количества сухого остатка декремнизированной воды.

Магнезиальный метод обескремнивания воды (рис. 22.2), основан на способности соединений магния (оксида магния, обожженного доломита, каустического магнезита и др.) сор-

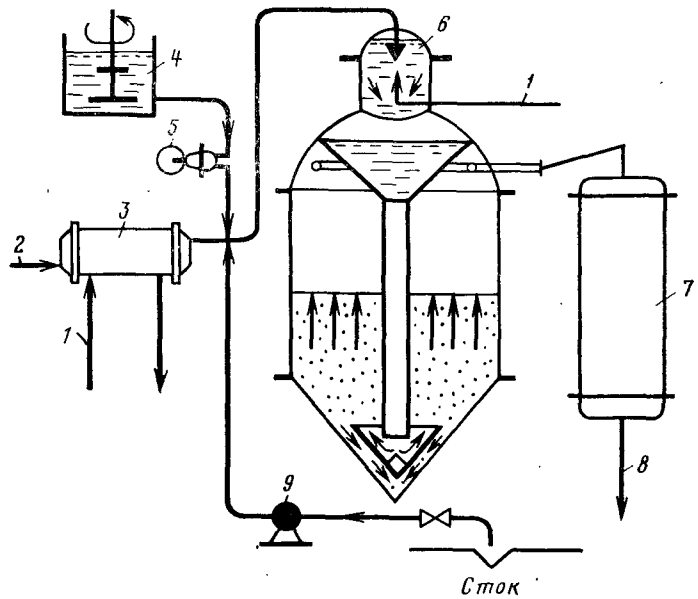


Рис. 22.2. Установка магнезиального обескремнивания воды при высокой температуре.

1 — греющий пар; *2*, *8* — подача исходной и отвод декремнизированной воды; *3* — водоподогреватель; *4* — реагентный бак; *5* — напорный дозатор; *6* — осветлитель с каскадным подогревателем; *7* — фильтр, заполненный оксидом магния или антрацитом; *9* — насос для рециркуляции осадка

бировать из водных растворов коллоидную и молекулярно-дисперсную кремниевую кислоту; причем остаточное содержание SiO_2 в очищенной воде не превышает 1 ... 1,5 мг/л. Для снижения расхода магнезитовых реагентов (в 3 ... 4 раза) применяют высокий подогрев и рециркуляцию шлама из отстойников в камеру реакции. Так, при подогреве воды до температуры 35 ... 45 °С остаточное содержание кремниевой кислоты при обработке оксидом магния не превышает 2 мг/л, до 86 ... 105 °С — 0,5 мг/л. Расход MgO в этом случае составляет 5 ... 7 мг/мг SiO_2.

Ввиду дефицитности и высокой стоимости оксида магния в качестве магнезитовых реагентов часто применяют обожженный декарбонизованный доломит $CaCO_3 \times MgCO_3$, полуобожженный каустический доломит $MgO \times CaCO_3$ и каустический магнезит $MgCO_3$. Обожженный доломит заливается водой и через 1,5 ... 2 ч дозируется в обрабатываемую воду в виде 5%-ного раствора (по сумме CaO и MgO). В осветлителе образуется осадок из карбоната кальция и оксида магния, который сорбирует кремниевую кислоту.

Каустический магнезит представляет собой пыль, улавливаемую из отходящих газов при обжиге природного магнезита $MgCO_3$.

Поскольку *обожженный доломит* промышленностью не выпускается и его необходимо получать на месте потребления, при обескремнивании воды чаще всего применяют каустический магнезит. Его дозируют в виде суспензии или порошка. В воде он образует тяжелую быстрооседающую взвесь, эффект обескремнивания которой зависит от дозы реагента, времени контакта его с водой и температуры последней. Декремнизация воды происходит достаточно полно при pH 10,1—10,3, поэтому в нее добавляют известь, так как при больших количествах углекислоты и гидрокарбонатов гидроксид магния растворяется и процесс извлечения кремниевой кислоты ухудшается.

Дозу каустического магнезита $Д_м$ или обожженного доломита, мг/л, определяют по формуле

$$Д_м = (12\,[SiO_3^{2-}] - 1{,}7\,[Mg^{2+}])\,\frac{100}{C_{MgO}}, \qquad (22.2)$$

где $[SiO_3^{2-}]$ и $[Mg^{2+}]$ — соответственно концентрации ионов кремниевой кислоты и магния в исходной воде, мг/л; $Д_к$ — доза коагулянта ($FeCl_3$ или $FeSO_4$), мг/л; $e_к$ — эквивалентная масса активного вещества коагулянта, мг/мг-экв; C_{CaO} — содержание CaO в каустическом магнезите или обожженном доломите, %; C_{MgO} — содержание MgO в каустическом магнезите или обожженном доломите, %; $Ж_к$ — карбонатная жесткость

исходной воды, мг-экв/л; $[CO_2]$ — содержание оксида углерода(IV) в обрабатываемой воде, мг/л.

Доза извести, мг/л,

$$Д_и = 28\left(\frac{[CO_2]}{22} + Ж_к + \frac{[Mg^{2+}]}{12} + \frac{Д_к}{e_к} + 0{,}5 - \frac{Д_м C_{CaO}}{100}\right) \quad (22.3)$$

Время контакта реагента с водой назначают 60 ... 90 мин. Оптимальная температура процесса обескремнивания 40 °С, однако установлено, что при температуре воды выше 120 ... 130 °С эффект обескремнивания повышается до 0,3 ... 0,5 мг/л, а расход реагентов и время нахождения воды в осветлителе сокращаются вдвое.

22.3. Фильтрационное обескремнивание воды

При *фильтрационном методе обескремнивания воды фильтры загружаются* магнезиальными сорбентами (*полуобожженным доломитом*, а также специальным сорбентом, получаемым обработкой измельченного каустического магнезита соляной кислотой), *активированным оксидом алюминия, бокситами.* Технология получения магнезиального сорбента следующая: смесь каустического магнезита с соляной кислотой или хлоридом магния, имеющую консистенцию теста, высушивают при температуре 80 ... 100 °С, измельчают и просеивают. Полученный магнезиальный сорбент представляет собой зерна светло-серого цвета крупностью 0,5 ... 1,5 мм. Массовое отношение Mg/Cl в сорбенте примерно составляет 1,5 : 1, а его насыпная масса 0,75 ... 0,85 т/м³. Сущность обескремнивания воды фильтрованием через такой сорбент заключается в образовании мало растворимого в воде силиката магния.

При высоте слоя сорбента в фильтре 3,4 ... 4,0 м, температуре воды до 40 ... 50 °С и скорости фильтрования до 10 м/ч, содержание кремниевой кислоты в воде снижается до 0,1 ... ... 0,3 мг/л. Один кубометр сорбента поглощает до полного истощения 90 кг SiO_2.

Недостаток метода заключается в необходимости через каждые шесть месяцев (при среднем содержании в исходной воде до 10 мг/л SiO_2) менять загрузку фильтра, поскольку сорбент не регенерируется.

Большой практический интерес представляет использование активированного оксида алюминия и бокситов в качестве загрузки обескремнивающего фильтра. При скорости фильтрования 5 ... 6 м/ч слой сорбента толщиной 1,5 м снижает содержание кремниевой кислоты до 0,1 ... 0,5 мг/л. Фильтр регенерируется 0,1%-ным раствором щелочи. За один цикл 1 м³ активированного оксида алюминия поглощает из воды 10 ... 12 кг SiO_3^{2-}. Большое преимущество фильтрационного метода заключается в компактности установок и простоте их обслуживания.

22.4. Обескремнивание воды анионитами

Анионитовый метод обескремнивания воды в цикле ионитового обессоливания с сильноосновными анионитами обеспечивает снижение концентрации кремнекислых соединений до 0,03 ... 0,05 мг/л.

Сущность анионитового метода обескремнивания и одновременного обессоливания воды заключается в следующем: воду пропускают через Н-катионитовые фильтры, где из нее извлекаются катионы Ca(II), Mg(II), K(I) и Na(I). Затем вода проходит через фильтры со слабоосновным анионитом, где она избавляется от анионов сильных кислот (SO_4^{2-}, Cl^-, NO_2^-). После дегазации воды для удаления из нее оксида углерода(IV) ее пропускают через фильтры с сильноосновным анионитом, где удаляется слабая кремниевая кислота. Для получения воды с общим содержанием соли менее 1 мг/л, в том числе с общим содержанием кремниевой кислоты менее 0,03 мг/л, применяют трехступенчатые схемы ионирования. К недостаткам этого метода следует отнести его сравнительно высокую стоимость,

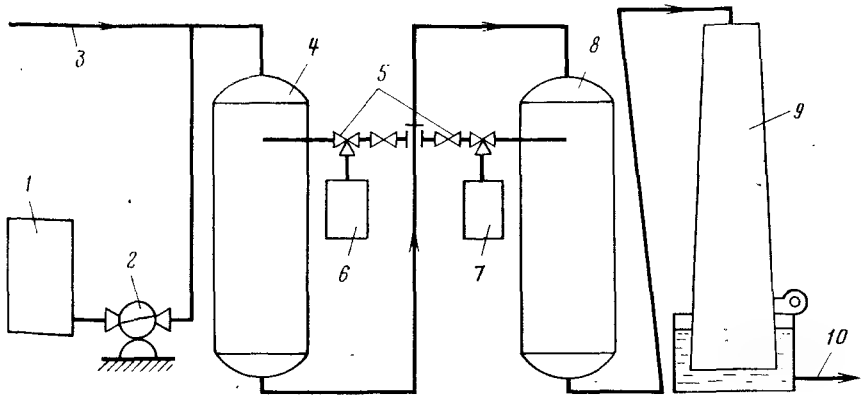


Рис. 22.3. Схема обескремнивания воды фторидным методом.
1 — бак с раствором фторида натрия; *2* — насос-дозатор; *3*, *10* — подача исходной и отвод обессоленной и декремнизированной воды; *4* — водород-катионитовый фильтр; *5* — эжектор; *6*, *7* — бак с раствором щелочи и серной кислоты; *8* — ОН-анионитовый фильтр; *9* — дегазатор

что объясняется большим расходом едкого натра на регенерацию и быстрым уменьшением в процессе эксплуатации кремнеемкости высокоосновных анионитов. Это вынуждает заменять их через каждые 1,5 ... 2 года.

Фторидный метод обескремнивания воды (рис. 22.3) специальными реагентами дает возможность использовать слабоосновные аниониты. Этот метод состоит в том, что дозируемые в обрабатываемую воду плавиковая кислота или фторид натрия переводят кремниевую кислоту в сильную кремнефтористоводородную, которая достаточно полно поглощается слабоосновными анионитами:

$$6HF + H_2SiO_3 = H_2SiF_6 + 3H_2O,$$

$$2OH[A] + H_2SiF_6 = SiF_6[A]_2 + 2H_2O,$$

$$2HCO_3[A] + H_2SiF_6 - SiF_6[A]_2 + 2CO_2\uparrow + 2H_2O.$$

22.5. Электрохимическое декремнизирование воды

Обескремнивание воды при электролизе растворимым алюминиевым анодом основано на способности образующегося в процессе электролиза гидроксида алюминия сорбировать соединения кремния. Как показали исследования П. П. Строкача, наиболее эффективно данный процесс протекает при неглубоком обескремнивании воды, т. е. при снижении концентрации SiO_2 на 60 ... 80%. В этом случае при расходе алюминия 2 ... ... 3 г/м³ и потреблении электроэнергии 0,01 ... 0,02 кВт·ч/м³ концентрация SiO_2 уменьшается в 2 раза.

Это открывает реальные перспективы использования данного метода при подготовке воды для глубокого обескремнивания и обессоливания ионообменными и сорбционными методами.

При небольших расходах обрабатываемой воды метод может использоваться и для глубокого обескремнивания, однако, в этом случае требуется повышенный расход алюминия и электроэнергии. Например, для полного обескремнивания воды, содержащей 40 мг/л SiO_2 при плотности тока 2 мА/см², расход алюминия составляет 50 г/м³, а расход электроэнергии — 0,6 кВт·ч/м³.

На процесс обескремнивания воды электрохимическим методом влияют pH воды, ее солевой состав, плотность тока и другие факторы. Наиболее эффективно вода обескремнивается при pH=6,5 ... 9,0, плотности тока 1 ... 2 мА/см² и в гидрокарбонатнохлоридных средах с небольшим содержанием сульфатов (рис. 22.4) и (рис. 22.5).

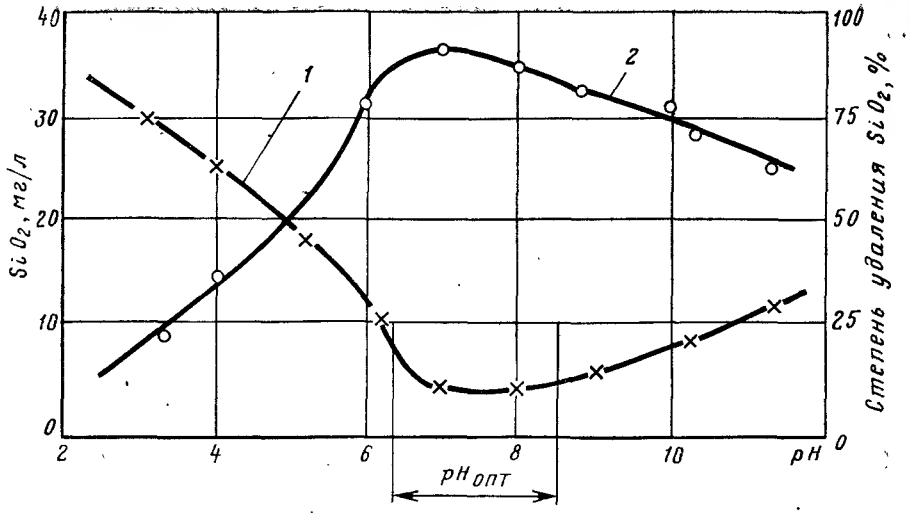


Рис. 22.4. Зависимость эффекта обескремнивания воды (*1*) от величины pH (*2*) при плотности тока 2 мА/см² и дозе алюминия 20 мг/л

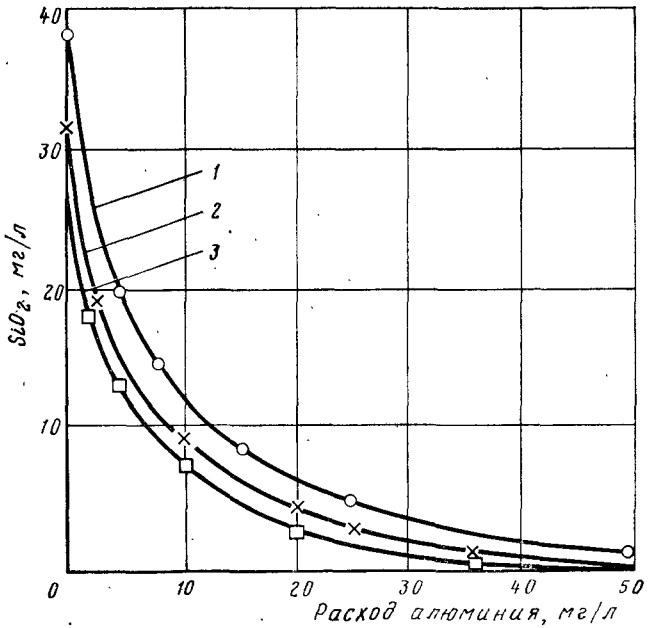


Рис. 22.5. Влияние плотности тока и расхода алюминия на эффект обескремнивания воды:
1 — плотность тока 10; *2* — 2; *3* — 0,5 мА/см²

23. БОРЬБА С ЗАРАСТАНИЕМ И КОРРОЗИЕЙ ТРУБ И ОБОРУДОВАНИЯ СИСТЕМ ВОДОСНАБЖЕНИЯ

23.1. Виды и причины зарастания труб и оборудования. Стабильность воды

При эксплуатации водопроводных труб и оборудования в ряде случаев на их стенках образуются различного рода отложения. В результате этого снижается их пропускная способность. Это связано, как правило, со свойствами транспортируемой по ним воды. Встречаются *отложения сплошные, равномерно уменьшающие живое сечение трубы, и бугристые*, возникающие *в виде отдельных выступов на стенках труб и оборудования.*

По видам и причинам, вызывающим отложения, их разделяют на *донные, сплошные, бугристые отложения и биологические обрастания.*

Донные отложения возникают в нижней части труб в большинстве случаев при транспортировке неочищенной воды, содержащей грубую взвесь. Они характерны для труб, по которым вода движется с небольшими скоростями. Донные отложения может вызвать гидроксид железа(III), который в периоды малого расхода воды отлагается в трубах, уплотняется и цементируется.

Сплошные отложения образуются при транспорте воды, пересыщенной карбонатом кальция (с положительным индексом насыщения). В этом случае отложения состоят в основном из карбоната кальция и прочно прикреплены к стенкам труб и оборудования; грубодисперсные взвеси цементируются карбонатом кальция. Отложения располагаются эксцентрично с утолщением в донной части трубы.

Бугристые отложения образуются в стальных и чугунных трубах в связи с коррозионным действием воды и представляют собой бугорки неправильной формы, иногда сливающиеся друг с другом на высоту 20 ... 30 мм. Бугристые отложения отличаются прочностью и сильным сцеплением со стенками труб, значительную роль в их образовании играют железобактерии, перерабатывающие оксид железа(II) в гидроксид железа(III).

Коррозия труб и оборудования может вызываться разнообразными агрессивными средами, к которым относятся воздух, топочные газы, сернистые соединения, реагенты, употребляемые для обработки воды, продукты их разложения и др.

Агрессивное действие воды при очистке объясняется нарушением в ней карбонатного равновесия, поскольку при добавлении в воду 1 мг сульфата алюминия или хлорида железа(III) выделяется около 0,8 мг оксида углерода(IV) за счет разложения гидрокарбонатов. Вода при этом становится нестабильной, т. е. способной растворять защитные пленки на внутренней поверхности трубопроводов в результате появления в ней агрессивной угольной кислоты. При оголении поверхности трубопроводов усиливается электрохимическая коррозия, которой благоприятствует присутствие растворенного в воде кислорода и сероводорода. Вода обогащается продуктами коррозии, ухудшающими ее качественные показатели.

Из металлов больше всего разрушается железо, коррозия которого в зависимости от покрытия протекает следующим образом:

$$Fe \rightarrow Fe^{2+} + 2e;\ Fe^{2+} + 2OH^- \rightarrow Fe(OH)_2;\ 2H^+ + 2e \rightarrow H_2,$$

(коррозия луженого железа);

$$Zn \rightarrow Zn^{2+} + 2e;\ Zn^{2+} + 2OH^- \rightarrow Zn(OH)_2;\ 2H^+ + 2e \rightarrow H_2,$$

(коррозия оцинкованного железа).

Для предохранения металлов от коррозии их *покрывают коррозионно-стойкими металлами (цинком, оловом, никелем* и др.), *в воду добавляют ингибиторы* (например, *соли фосфорной кислоты), жидкое стекло, сильные окислители (хромат натрия, гексаметафосфат натрия)*, применяют *протекторную защиту, наносят* на их поверхности *краски, эмали* и другие защитные материалы.

Для борьбы с коррозией труб рекомендуется магнитная обработка воды. Предполагают, что под действием магнитного поля растворенный в воде кислород активируется и образует с железом ферромагнитные оксиды, предохраняющие поверхность металла от агрессивных сред. Концентрация кислорода в воде при этом уменьшается.

Применяют магнитные установки чаще всего в системах оборотного водоснабжения. На рис. 23.1 показана схема циркуляционной системы водяного охлаждения турбогенератора с установкой магнитного аппарата.

Стабильность воды является одним из основных показателей ее качества. Обесцвеченную и осветленную на очистных сооружениях воду нельзя считать удовлетворительной по качест-

ву, если она, проходя по трубам, приобретает окраску или образует осадок.

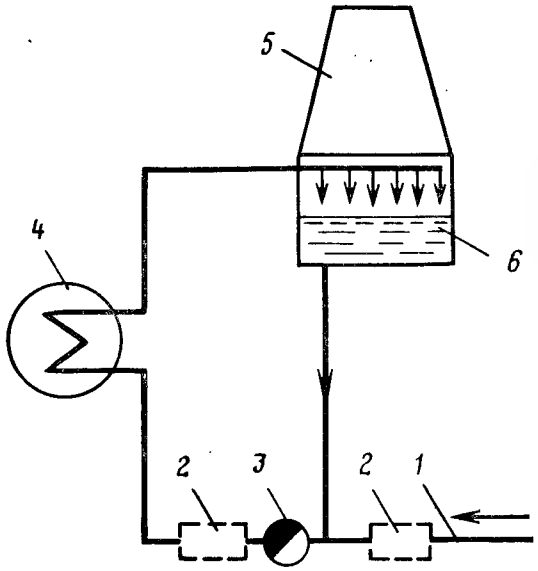


Рис. 23.1. Система водяного охлаждения турбогенератора с магнитными аппаратами.

1 — вода на подпитку системы; *2* — вероятное место установки магнитного аппарата; *3* — циркуляционный насос; *4* — конденсатор турбогенератора; *5* — градирня; *6* — резервуар охлажденной воды

Нарушение стабильности воды может быть вызвано наличием растворенной угольной кислоты, сероводорода или кислорода, низким значением pH, пересыщенностью угольной кислоты или кислорода, пересыщенностью ее карбонатом кальция или гидроксидом магния, повышенной концентрацией сульфатов либо хлоридов.

Согласно ГОСТу 3313—86, стабильной считается вода, которая не выделяет и не растворяет осадка карбоната кальция. Это свойство воды характеризуется показателем стабильности. ГОСТ дает два метода его определения: основной и вспомогательный. По первому методу показатель стабильности находят из выражения

$$C_1 = \frac{Щ_и}{Щ_н}, \qquad (23.1)$$

где $Щ_и$ — исходная фактическая щелочность воды в естественном состоянии, мг-экв/л; $Щ_н$ — щелочность воды после смешивания (насыщения) ее с карбонатом кальция, мг-экв/л.

При взбалтывании воды, содержащей агрессивную углекислоту, с карбонатом кальция последний растворяется, переходя в гидрокарбонат кальция, в результате чего щелочность и pH воды повышаются. Если же вода пересыщена карбонатом кальция, то он отлагается на зернах введенного в воду перед началом взбалтывания карбоната кальция; pH и щелочность воды при этом понижаются.

По второму методу показатель стабильности находят из выражения

$$C_2 = \frac{pH_и}{pH_н}, \qquad (23.2)$$

где $pH_и$ — значение pH в исходной воде; $pH_н$ — значение pH воды, насыщенной карбонатом кальция.

Показатель стабильности, вычисленный по формуле (23.2) (так же, как и по предыдущей) и равный единице, указывает на стабильность воды. Кроме того, стабильность воды может быть установлена по значению индекса стабильности J согласно уравнению

$$J = pH_и - pH_S, \qquad (23.3)$$

где $pH_и$ — значение pH исходной воды; pH_s — значение pH воды, насыщенной карбонатом кальция.

Значение pH_s рассчитывают на основании данных анализа воды по формуле

$$pH_S = f_1(t) + f_2(Ca^{2+}) - f_3(Щ) + f_4(p), \qquad (23.4)$$

где $f_1(t)$, $f_2(Ca^{2+})$, $f_3(Щ)$, $f_4(p)$ — функции соответственно температуры воды, содержания в ней кальция, щелочности и общего содержания солей в воде; при вычислении значений этих параметров пользуются номограммой рис. 23.2.

При значениях C_1 и C_2, равных 1, а также при $J=0$ вода стабильна. Если C_1 и C_2 меньше 1, а J имеет отрицательное значение — вода агрессивна. В случаях, когда C_1 или C_2 больше 1, а J имеет положительное значение, вода способна к отложению карбоната кальция.

При определении индекса стабильности насыщения для вод после обработки их минеральными коагулянтами значение pH воды после коагуляции определяют по номограмме (рис. 23.3), исходя из значений температуры, общего солесодержания и щелочности воды, а также концентрации в ней оксида углерода (IV). Последние параметры могут быть вычислены по формулам

$$Щ = Щ_и - \frac{Д_к}{e_к}; \quad [CO_2] = [CO_2]_и + \frac{44Д_к}{e_к}; \qquad (23.5)$$

Рис.23.2. Номограмма для нахождения pH_s.

где $Щ_н$ и Щ — соответственно щелочность воды до и после коагуляции, мг-экв/л; $[CO_2]_н$ и $[CO_2]$ — концентрация в воде углекислоты до и после коагуляции, мг/л; $Д_к$ — доза коагу-

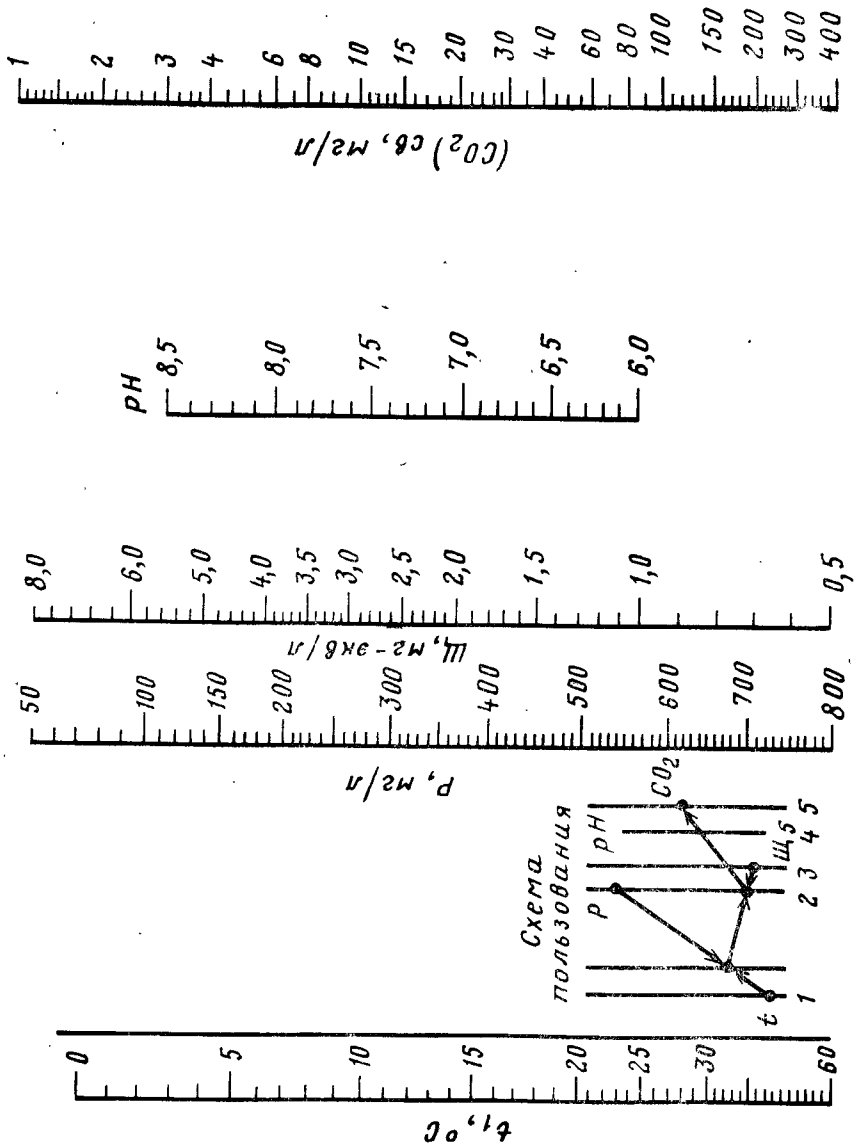


Рис. 23.3. Номограмма для определения pH или содержания CO_2 в воде после обработки ее коагулянтом

лянта в пересчете на безводный продукт, мг/л; $e_к$ — эквивалентная масса безводного вещества коагулянта, мг/мг-экв.

При одновременной обработке воды коагулянтом и хлором в формулах (23.5) необходимо учитывать также взаимодействие хлора с гидрокарбонатами воды. Для этого следует в первой формуле из найденного значения вычесть хлорпоглощаемость (ХП) воды, а во второй формуле — добавлять 44 (ХП).

Изложенное выше по определению стабильности не относится к воде, используемой для охлаждения технологического оборудования.

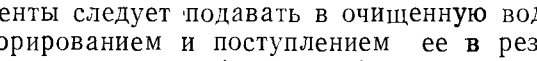
23.2. Стабилизационная обработка воды

Стабилизационную обработку воды необходимо производить при отрицательном индексе стабильности более 8 мес в году и при положительном индексе стабильности (более +0,5) — в течение 8 ... 10 мес.

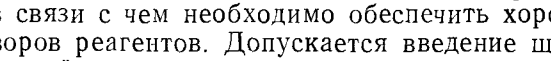
Стабилизационная обработка воды *при отрицательном индексе стабильности* заключается в ее подщелачивании, фильтровании через мраморную крошку или магномассу, или удалении оксида углерода(IV) аэрированием. При этом предусматривается также создание условий для образования защитной карбонатной пленки на внутренней поверхности труб.

В качестве подщелачивающих реагентов используют едкий натр, известь или соду. Соду применяют только в том случае, если в воде содержатся ионы кальция в количестве, достаточном для образования защитной пленки карбоната кальция. Щелочные реагенты следует подавать в очищенную воду перед вторичным хлорированием и поступлением ее в резервуары чистой воды, в связи с чем необходимо обеспечить хорошее осветление растворов реагентов. Допускается введение щелочных реагентов до отстойников или фильтров, если это не ухудшает технологического процесса очистки воды и не снижает эффективности ее стабилизационной обработки.

Указанные реагенты, применяемые для стабилизации воды, связывают оксид углерода(IV) по реакциям



$$Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow 2NaHCO_3,$$



$$CaO + 2CO_2 + H_2O \rightarrow Ca(HCO_3)_2.$$

Стабилизацию воды, содержащей оксид углерода(IV), производят фильтрованием ее в открытых безнапорных фильтрах через мраморную крошку ($CaCO_3$), полуобожженный доломит-магномассу $CaCO_3 \cdot MgO$ или обожженный магнезит MgO. Автоматическая работа фильтров при использовании данного метода стабилизационной обработки воды выгодно отличает его от других методов, поскольку при контакте активных масс с агрессивной водой в ней самопроизвольно устанавливается карбонатное равновесие. Такой метод стабилизации воды перспективен для небольших водоочистных комплексов, так как не требуется контроля процесса и сложного оборудования известкового хозяйства. Однако, замедление скорости реакции при низких температурах воды и невозможность получения воды с положительным индексом стабильности ($J = +0{,}7$) для создания защитной карбонатной пленки на поверхности трубопроводов ограничивают применение данного метода.

Фильтры загружают крошкой перечисленных выше материалов с размером частиц 0,5 ... 3 мм, высоту слоя принимают равной до 2 м, скорость фильтрования воды через мраморную крошку — до 10, через магномассу — 10 ... 20 м/ч; она зависит от температуры и щелочности воды, а также от концентрации в ней агрессивного оксида углерода(IV). Промывают фильтрующий слой восходящим потоком воды с интенсивностью 15 л/(с·м²) в течение 10 ... 15 мин; при водовоздушной промывке интенсивность подачи воздуха — 20 ... 25 л/(с·м²) в течение 5 мин с последующей промывкой водой с интенсивностью 3 ... ... 4 л(с·м²) в течение 2 ... 3 мин. Содержание железа в поступающей на фильтры воде не должно превышать 0,5 мг/л. Большие концентрации железа приводят к цементированию зерен фильтрующей загрузки. Фильтры периодически догружают зернистым активным материалом, пополняя его расход на стабилизационную обработку воды; для связывания 1 мг агрессивного оксида углерода(IV) расходуется 2,3 мг мрамора или 1,1 мг магномассы.

Для одновременного осветления воды и стабилизации ее состава применяют фильтры комбинированного действия. Их загружают смесью мраморной крошки или магномассы с песком.

Щелочность и pH воды на фильтрах комбинированного действия возрастают почти в 2 раза по сравнению с известкованием, поэтому мраморной крошкой загружают лишь половину фильтров водоочистного комплекса. Качество воды по pH в этих условиях соответствует требованиям стандарта. Поддержание значения pH в требуемых пределах достигается автоматически. Для борьбы с карбонатной агрессивностью воды фильтры очистных сооружений, загруженных мраморной крошкой, переоборудуют на фильтры комбинированного действия.

Стабилизация воды на малых водоочистных установках при отрицательном индексе насыщения может быть достигнута удалением из нее избыточного оксида углерода(IV). С этой целью

воду пропускают через вакуумно-эжекционный аппарат или вентиляторную градирню с кольцевой пластмассовой насадкой или насадкой из колец Рашига. Нагрузка на градирню в первом случае составляет 70, во втором — 60 $м^3/(м^2 \cdot ч)$, расход воздуха принимают равным 20 $м^3/м^3$ воды. Значение pH воды после градирни определяют по номограмме (см. рис. 23.3), принимая остаточное содержание CO_2 в воде равным 8 ... 10 мг/л (до 3—5 мг/л) и щелочность воды равной исходной.

При положительном индексе насыщения воду стабилизируют подкислением серной или соляной кислотой, обработкой гексаметафосфатом или триполифосфатом натрия:

$$Ca(HCO_3)_2 + \frac{H_2SO_4}{2HCl} = \frac{CaSO_4}{CaCl_2} + 2CO_2 + 2H_2O.$$

При подкислении понижается содержание в воде гидрокарбонатов и увеличивается концентрация оксида углерода(IV) который, находясь в равновесном состоянии с гидрокарбонатами, препятствует образованию карбоната кальция и зарастанию трубопроводов.

Подкисляют воду технической серной или соляной кислотой. Серная кислота (ГОСТ 2184—87*) представляет собой бесцветную маслянистую жидкость, содержащую 75 ... 92,5% H_2SO_4. Поставляется в стальных цистернах или стеклянных бутылях. Соляная кислота (ГОСТ 1382—89) — бесцветная дымящаяся жидкость, содержащая не менее 27,5% HCl, поставляется в гуммированных цистернах или стеклянных бутылях. Эти кислоты смешиваются с водой в любых соотношениях. Для подкисления воды применяют растворы кислот. Учитывая высокую коррозионную активность разбавленных серной и соляной кислот, для их приготовления, транспортирования и хранения следует применять кислотостойкое оборудование и аппаратуру (рис. 23.4). Кислота может вводиться также во всасывающий или напорный трубопроводы, что, однако, менее желательно.

Дозу кислоты, мг/л, в пересчете на товарный продукт находят по формуле

$$Д_{кис} = \frac{\alpha e_{кис} Щ}{C_{кис}} 100,$$

где α — коэффициент, зависящий от pH среды (определяется по графикам рис. 23.5); Щ — щелочность воды до стабилизационной обработки, мг-экв/л; $e_{кис}$ — эквивалентная масса кислоты, мг/мг-экв (для серной кислоты $e_{кис}$=49, для соляной — 36,5); $C_{кис}$ — содержание активной кислоты в товарном продукте, %.

Для борьбы с коррозией стальных и чугунных труб в про

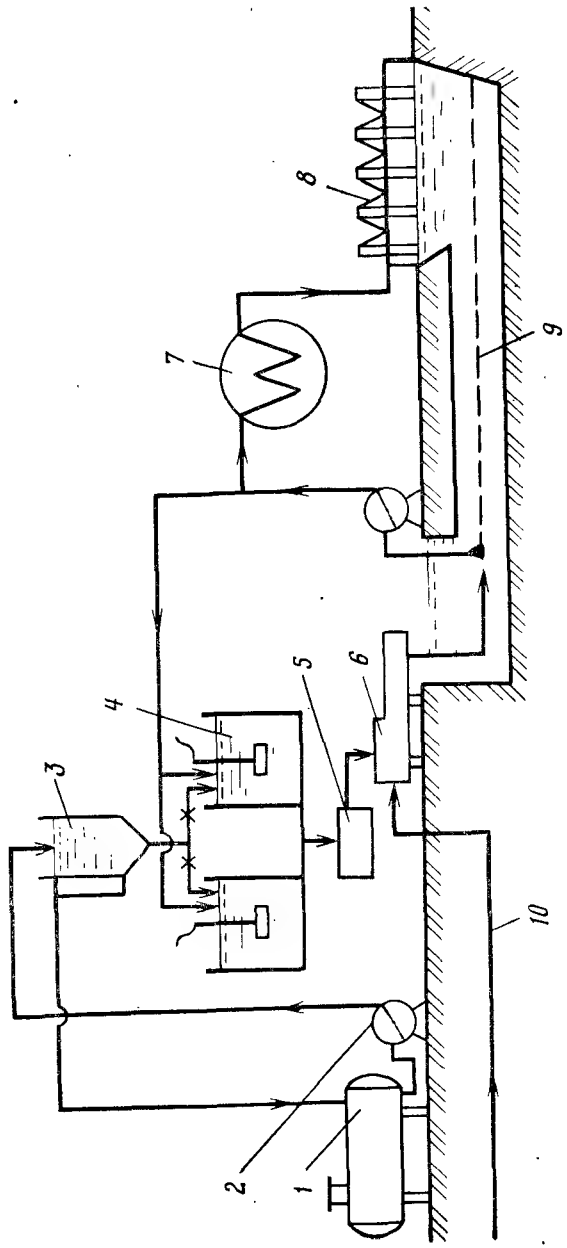


Рис. 23.4. Установка для подкисления воды.

1 — цистерна с концентрированной кислотой; *2* — насос; *3* — мерный бак; *4* — растворный бак; *5* — дозатор; *6* — смеситель; *10* — трубопровод исходной воды; *7* — теплообменник; *8* — брызгальный бассейн; *9* — резервуар и канал охлажденной воды

мышленном водоснабжении *применяют гексаметафосфат или триполифосфат натрия.* Их действие проявляется в образовании защитных пленок на катодных и анодных участках поверхности металла и в торможении коррозионного процесса.

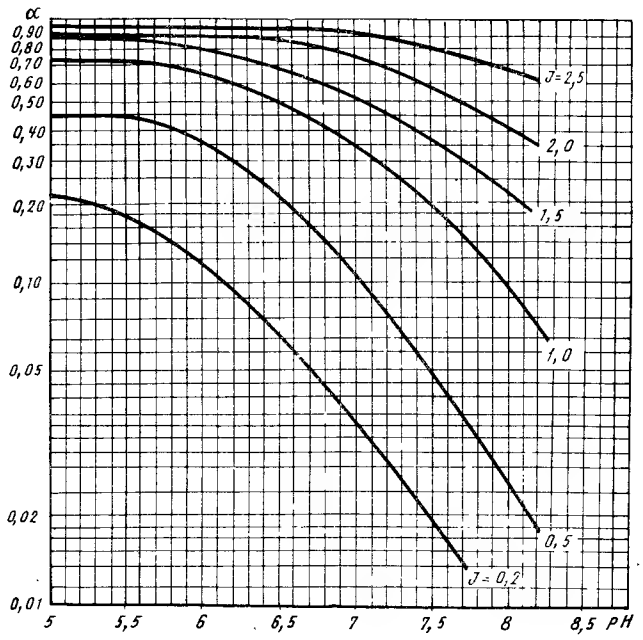


Рис. 23.5. Графики $\alpha = f(pH)$

Доза гексаметафосфата или триполифосфата натрия, применяемых для обработки воды, используемой только в промышленном водоснабжении, принимается равной 2 ... 4 мг/л. При вводе в эксплуатацию новых участков трубопроводов предусматривают заполнение их на 2 ... 3 сут раствором указанных реагентов с концентрацией 200 ... 250 мг/л.

При стабилизационной обработке фосфатными реагентами воды, используемой для питьевых целей, остаточное содержание фосфат-ионов в соответствии с ГОСТ 2874—82 не должно превышать 3,5 мг/л.

Гексаметафосфат натрия ($Na_6P_6O_{18}$) обладает поверхностно-активными свойствами и адсорбируется на поверхности зародышей кристаллов карбоната кальция в виде пленки гексаметафосфата кальция и натрия согласно уравнению

$$Na_6P_6O_{18} + 2CaCO_3 \rightleftarrows Na_2Ca_2P_6O_{18} + 2Na_2CO_3.$$

Изолируя зародыши, пленка препятствует росту микрокристаллов. Следовательно, действие реагента сводится к торможению роста кристаллов карбоната кальция, повышая их растворимость.

В основе действия тринатрийфосфата ($Na_3PO_4 \times 12H_2O$) лежит перевод накипи в шлам. Реагент формирует в воде малорастворимый ортофосфат кальция, который, адсорбируясь на гранях кристаллов карбоната кальция, вызывает изменение их формы и препятствует агломерации первичных агрегатов, в результате вместо накипи образуется рыхлый, легко удаляемый шлам.

При фосфатировании воды реагенты растворяют в растворном баке (при использовании тринатрийфосфата его затворяют горячей водой). Затем раствор передают в расходные баки с механическим побуждением, доводят путем разбавления водой до рабочей концентрации и дозируют в подающий канал или трубопровод (рис. 23.6).

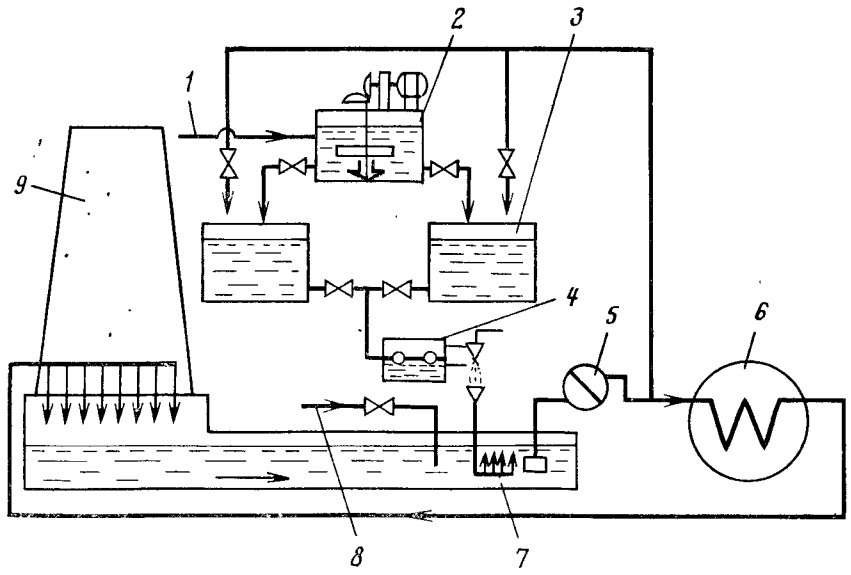


Рис. 23.6. Схема фосфатирования оборотной воды.
1 — подача пара; *2, 3, 4* — растворный, расходный и дозировочный баки; *5* — насос циркуляционной воды; *6* — холодильник; *9* — градирня; *8* — подача свежей воды; *7* — резервуар охлажденной воды

Следует иметь в виду, что защитное действие фосфатов ограничивается карбонатной жесткостью воды 5,5—6,0 мг-экв/л,

выше которой наблюдается рост кристаллов и выпадение карбоната кальция.

Для предотвращения выпадения карбоната кальция в системах оборотного водоснабжения хорошие результаты показало гуматирование. Оно заключается в адсорбции гумусовых веществ мелкими кристаллами карбоната кальция, что влечет за собой прекращение их роста и препятствует выпадению последних. Гуматирование производят торфяной вытяжкой, получаемой замачиванием торфа в 0,5% растворе едкого натра или соды в течение 12 ч. После отстаивания в течение 3 ч раствор вводят в обрабатываемую воду дозой 10—15 мг/л (карбонатная жесткость воды около 4,0 мг-экв/л, содержание свободного оксида углерода 2—4 мг/л). Для приготовления 1 м^3 вытяжки необходимо 100 кг сухого торфа.

23.3. Магнитная и акустическая обработка воды для предотвращения отложений карбоната кальция

Современные теории объясняют *механизм воздействия магнитного поля на воду* и *ее примеси поляризацией* и *деформацией ионов солей*. Гидратация ионов при этом уменьшается, происходит их сближение и кристаллизация. Согласно одной из теорий *магнитное поле действует на коллоидные примеси воды*, а по другой — *эффект объясняется изменением структуры воды*. В большинстве исследований по магнитной обработке воды констатируется успешное использование этого метода в борьбе с накипеобразованием.

При наложении магнитного поля в массе воды формируются центры кристаллизации, вследствие чего выделение накипеобразователей происходит не на теплопередающей поверхности нагрева или охлаждения, а в объеме воды с образованием вместо твердой накипи мигрирующего тонкодисперсного шлама, легко удаляемого с поверхности теплообменников и трубопроводов. Вода в магнитных аппаратах должна двигаться перпендикулярно магнитным силовым линиям.

Экспериментально установлено, что при воздействии магнитного поля на нестабильную по карбонату кальция воду, содержащую ферромагнитные примеси (Fe_3O_4, γFe_2O_3, δFe_2O_3), уменьшается уровень отложений на теплопередающих поверхностях.

Скоагулированные за счет процессов ориентации до размеров 0,01 ... 0,04 мкм ферромагнитные коллоидные частицы намагничиваются и увеличиваются до размеров, позволяющих им становиться центрами кристаллизации. На этих центрах происходит кристаллизация $CaCO_3$ из пересыщенных нестабильных растворов. При отсутствии пересыщения частицы ферромагнетиков, образованные при воздействии магнитного поля, недолговечны и распадаются через 5 ... 6 с по выходе из магнитного поля. Ферромагнитные оксиды железа обычно присутствуют в воде в концентрации 0,15...0,25 мг/мг, что также достаточно для магнитной обработки. На некоторых ТЭС уже применяют магнитную обработку охлаждающей воды. Аппараты устанавливают на линии добавочной воды, а также на линии оборотной воды, пропуская по ним до 90% объема охлаждающей воды. Установка аппаратов на линии оборотной воды предпочтительна, так как при этом вода проходит через магнитное поле многократно (см. рис. 23.1).

В настоящее время выпускают два типа аппаратов для магнитной обработки воды — *с постоянными магнитами* и *электромагнитами*. Аппараты с постоянными магнитами удобны и дешевы, но напряженность поля в них невелика. Более широкие возможности имеют аппараты с электромагнитами, позволяющими создавать магнитное поле с напряженностью до 400 кА/м. Обрабатываемая вода проходит через кольцевое сечение между корпусом и внутренним источником магнитного поля. Время пребывания воды в аппарате определяется ее скоростью, которая составляет 1,15 ... 1,3 м/с.

Аппараты с постоянными магнитами не всегда применимы, так как в них невозможно изменять напряженность магнитного поля, от которой в значительной степени зависит эффект водообработки. *Аппараты с электромагнитами* обладают более широкими возможностями, при этом в эксплуатации проще те из них, которые работают на переменном электротоке.

Аппараты с постоянными магнитами (табл. 23.1) выпускают Московский чугунолитейный завод им. Войкова и Новочеркасский завод постоянных магнитов, аппараты с электромагнитами (табл. 23.2) — Чебоксарский ремонтно-механический завод Главэнергоремонта. *Основными параметрами* аппаратов водообработки магнитным полем *служат: напряженность магнитного поля* в рабочем зазоре аппарата, *продолжительность пребывания воды* в активной зоне магнитного поля, *градиент напряженности; кратность и периодичность воздействия поля на воду; скорость движения воды в аппарате.*

Напряженность магнитного поля следует рассчитывать по выражению

$$H = \frac{3000 - 500\,(\alpha Ж_0 - 1)}{6};$$

где $\alpha = [(Ca^{2+}) + (Mg^{2+})]/(Ca^{2+})$; $Ж_0$ — общая жесткость обрабатываемой воды, мг-экв/л.

Таблица 23.1

Параметр	Размерность	ПМУ—1	ПМУ-2	АПМ-5
Номинальная производительность	м³/ч	3	5	5
Напряженность магнитного поля в рабочем зазоре	А/м	$12\cdot10^4$ (I секция) $18{,}4\cdot10^4$ (остальн.)	$12\cdot10^4$	$13{,}6\cdot10^4$
Рабочий зазор	мм	5,0 (I секция) 2,5 (остальные)	10—20	8
Продолжительность пересечения водой активной зоны	с	0,03	0,02	0,0
Коэффициент использования магнита		0,03	0,16	0,6
Скорость движения воды в рабочем зазоре	м/с	1—2	2	2—3
Габариты	мм	566×100	179×170×142	116×100
Масса магнита	кг	1,25	1,65	0,67

Таблица 23.2

Параметры	Размерность	Производительность, м³/ч		
		15	25	50
Количество катушек	шт.	4	6	6
Максимальная напряженность магнитного поля в рабочем зазоре	А/м	$28\cdot10^4$	$28\cdot10^4$	$28\cdot10^4$
Время пересечения водой магнитного поля (под одним полюсом)	с	0,026	0,026	0,023
Рабочее давление	Па	$6\cdot10^5$	$6\cdot10^5$	$6\cdot10^5$
Сечение для прохода воды	см²	36,5	60,0	105,4
Скорость движения воды в рабочем зазоре	м/с	1,15	1,15	1,3
Масса аппарата	кг	115	213	228

Эффект магнитной обработки воды зависит также от ее *температуры*, наличия в ней *ферромагнитных оксидов железа, условий нахождения воды после обработки, интервала с момента обработки до ее использования.* Оптимальная напряженность магнитного поля (по данным ХИИКС) в зазоре шириной 2,5 мм определена в 500 Э, а время воздействия на обрабатываемую воду около 0,6 с. Целесообразно прерывистое действие магнитного поля с величиной разрывов между катушками, равной

длине электромагнитов, подключенных с учетом чередования полярности.

По данным ВТИ для воды с карбонатной жесткостью до 7 мг-экв/л и солесодержанием 350—400 мг/л оптимальная напряженность магнитного поля должна быть 1200—1500 Э ($9{,}6\div12\cdot10^4$ А/м) при силе электротока $6\div7$ А.

При подаче воды свыше 1000 м³/ч рекомендуются магнитные аппараты с послойной обработкой воды и с внешними намагничивающими катушками (С-образный униполярный электромагнит).

В настоящее время признано целесообразным использовать магнитную обработку для предотвращения накипеобразования при высоких температурах, для борьбы с инкрустацией в аппаратах и трубопроводах и т. п.

Существует метод обработки охлаждающей воды акустическим полем. Для этой цели применяют генераторы с ультразвуковой частотой (10 ... 120 кГц колебаний). *Механизм действия акустического поля заключается в создании кавитации*, которая способствует, с одной стороны, нарушению процесса кристаллизации, а с другой — разрушению ультразвуковыми волнами уже образовавшихся отложений на поверхностях нагрева. Обычно акустические аппараты состоят из импульсного генератора, источника ультразвуковых колебаний и преобразователя, который крепится к объекту и преобразует акустические колебания генератора в механические. К достоинствам акустических аппаратов следует отнести компактность и малую потребляемую мощность.

Для получения ультразвуковых колебаний используют разнообразные устройства, которые можно классифицировать на две основные группы: *механические*, в которых источником ультразвука является механическая энергия потока жидкости (газа), и *электромеханические* (рис. 23.7) в которых ультразвуковая энергия получается преобразованием электрической (табл. 23.3).

Основной метод получения ультразвука — преобразование тем или иным способом электрических колебаний в механические. В диапазоне ультразвука низкой частоты 15 ... 100 кГц нашли применение излучатели ультразвука, использующие эффект магнитострикции в никеле, в ряде специальных сплавов и в ферритах. Для излучения ультразвука средних и высоких частот ($f>100$ кГц) используется главным образом явление пьезоэлектричества. Основными материалами для излучателей служат пьезокварц, ниобат лития и др.

Магнитострикционные излучатели представляют собой сердечник стержневой или кольцевой формы с обмоткой, по кото-

рой протекает переменный ток, а пьезоэлектрические — пластинку или стержень из пьезоэлектрического материала с металлическими электродами, к которым прикладывается переменное электрическое напряжение. Предельная интенсивность излучения ультразвука определяется прочностными и нелинейными свойствами материала излучателей, а также особенностями их использования. Выбор метода генерации ультразвука зависит от области частот, характера среды (газ, жидкость или твердое тело), типа упругих волн и необходимой интенсивностью излучения.

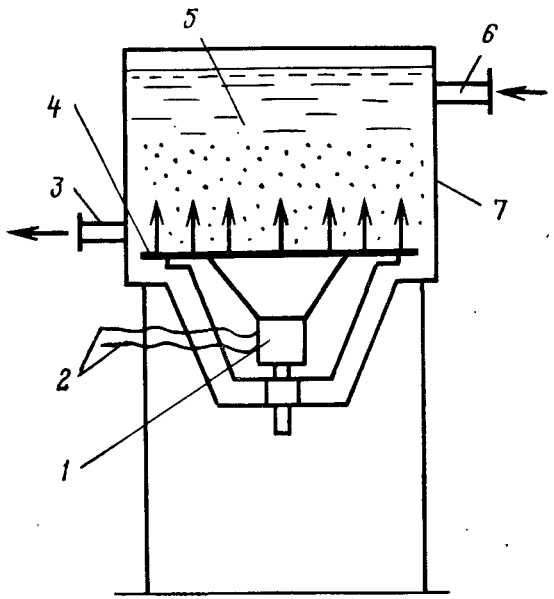


Рис. 23.7. Установка ультразвуковой обработки воды. *1* — магнитострикционный преобразователь; *2* — провода от ультразвукового генератора; *3* и *6* — отвод и подача обрабатываемой воды; *4* — излучающая поверхность; *5* — вода в емкости *7* для озвучивания

Упругие колебания звукового и ультразвукового диапазонов частот в жидкости позволяют успешно использовать эти явления для интенсификации следующих процессов: диспергирования, эмульгирования, кристаллизации, массообмена, смешения, предотвращения накипи и осадка, полимеризации, деполимеризации, различных химических реакций в ультразвуковом поле и т. д.

Основные факторы, влияющие на выбор акустических устройств для работы в жидкостной среде, следующие: частота и интенсивность колебаний, продолжительность экспонирования, производительность, условия работы (температура и давление). Первые два фактора — определяющие. По технологическим

Таблица 23.3

Таблица ультразвуковой технологической аппаратуры для работы в жидкостной среде

№ п/п	Ультразвуковые приборы	Тип излучателя	Диапазон частот	Область применения
1	2	3	4	5
1	Ультразвуковые генераторы непрерывного действия низкой частоты (УЗГ—109; УЗГ—0,4/22; УЗГ—1,6/32; УЗГ—2—10; УЗГ—2—4; УЗГ—2—0; УЗГ И—М—1,5)	Магнитострикционный	3 ... 100 кГц	Для питания магнитострикционного преобразователя, работающего в жидкостной среде, для сварки, лужения, очистки деталей
2	Ультразвуковые генераторы непрерывного действия, охватывающие широкий диапазон частот (ГУ—3)	Магнитострикционный; сменные кварцевые	3 ... 100 кГц 100 кГц ... ... 3 МГц	Для работы в жидкостной среде, для диспергирования, эмульгирования, смешения, осаждения
3	Ультразвуковые генераторы непрерывного действия высокой частоты (УПГ—2, УПГ—3, УЗГВ—10)	Пьезокварцевый	100 кГц ... ... 3 МГц	Для диспергирования, эмульгирования, осаждения и для лабораторных исследований
4	Ультразвуковые генераторы импульсного действия (ТУИГ—2М; ЭП—П, ИГУР—61—1М, УЗГИ—325)	Магнитострикционный	100 кГц ... ... 3 МГц	То же
5	Электромагнитное устройство типа БМУ	Электромагнитные излучатели	4 ... 10 Гц	Взамен мешалок якорных, турбинных, пропеллерных при необходимости герметизации процесса $V = 10$ м³
6	Ультразвуковой колонный аппарат типа УПХА	Магнитострикционный	4,8 ... ... 18 кГц	Выполнены в трех модификациях для обработки: маловязких компонентов —УПХА—Р; вязких и пастообразных продуктов — УПХА—Ш; продуктов в тонком слое — УПХА—ТС
7	Гидродинамические ультразвуковые аппараты	Ультразвуковой свисток	0,5 ... ... 40 кГц	Для эмульгирования и смешения жидких компонентов — УГС; для гомогенизации жидкостей — АГБ. Роторный аппарат типа ГАРТ — Пр для обработки продуктов в камере для однократной обработки

Продолжение табл. 23.3

1	2	3	4	5
8	Акустический фильтр (АФ—2, АФ—100)	Электромагнитный вибратор	В зависимости от типа излучения	Для очистки от взвешенных веществ, определения взвесей
9	Акустические центрифуги и гидроциклоны	Магнитострикционный и пьезоэлектрический	В зависимости от типа генератора и излучателя	Для разделения в центрифугах и сгущения в гидроциклонах суспензий

параметрам необходимо экспериментально или по расчету выбрать режим работы, подобрать продолжительность озвучивания, подводимую мощность, вмонтировать излучающее устройство в уже существующую технологическую аппаратуру (магнитострикционные и пьезоэлектрические излучатели могут работать при непосредственном погружении в обрабатываемую жидкость, если она не агрессивна). В зависимости от объема жидкости применяют один или несколько излучателей, для которых необходимо выбрать соответствующий тип генератора.

24. ОБРАБОТКА ОХЛАЖДАЮЩЕЙ ВОДЫ

24.1. Причины и виды зарастания труб и охлаждающих аппаратов

При эксплуатации систем водяного охлаждения технологических аппаратов промышленных предприятий часто наблюдаются различные виды нарушений работы этих систем из-за неудовлетворительного качества охлаждающей воды. Особенно часто нарушается нормальная работа циркуляционных (оборотных) систем вследствие появления на стенках теплообменных аппаратов *накипи, биологических обрастаний, коррозии металлических элементов систем* и т. п. Отложения на стенках аппаратов и труб вызывают также увеличение потери напора при движении по ним воды, в результате чего насосы часто оказываются не в состоянии подавать нужное для охлаждения количество воды. Ухудшение условий теплопередачи и уменьшение расходов охлаждающей воды приводят к снижению эффекта охлаждения, нарушению технологических режимов работы теплообменных аппаратов и, в конечном итоге, к значительным производственным потерям.

Эксплуатация систем водяного охлаждения с периодической очисткой теплообменных аппаратов, как правило, не обеспечивает нормальных условий их работы, так как в периоды между чистками аппараты работают в неудовлетворительных условиях.

Ввиду этого большое значение имеют *методы обработки охлаждающей воды*, преследующие цель предотвращения накипи, биообрастаний, коррозии аппаратов и труб и обеспечивающие оптимальные условия для работы систем водяного охлаждения.

Использованную оборотную воду для получения требуемой температуры непосредственно или после предварительной очистки от загрязнений перед повторным ее использованием при необходимости охлаждают в специальных сооружениях: прудах-охладителях, брызгальных бассейнах и градирнях (башенных или вентиляторных).

При охлаждении оборотной воды часть ее теряется вследствие испарения, разбрызгивания, расхода на продувку, утечки

через возможные неплотности в стыках трубопроводов, через трещины и поры бетонных сооружений и т. д.

Баланс добавочной воды в системе расхода оборотной воды, м³/ч, характеризуется следующим равенством:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3, \qquad (24.1)$$

где Q_1 — потеря воды на испарение, м³/ч; Q_2 — потеря воды на разбрызгивание, м³/ч; Q_3 — расход воды на продувку и технические нужды, м³/ч.

Все эти потери являются производственными и компенсируются в системе добавочной водой из источника.

Потери воды на испарение ориентировочно можно определить по формуле

$$Q_1 = k_1 \Delta t Q_0, \qquad (24.2)$$

где k_1 — коэффициент, который при охлаждении воды в брызгальных бассейнах и градирнях можно принимать:

Температура воздуха, °С	0	10	20	30	40
Коэффициент k_1 . .	0,001	0,0012	0,0014	0,0015	0,0016

Δt — разность температур воды до и после охлаждения, °С; Q_0 — расход охлаждаемой оборотной воды, м³/ч.

Потери воды из системы разбрызгивания Q_2 зависят от типа, конструкции и размеров охладителя, а для открытых охладителей — от скорости ветра:

$$Q_2 = k_2 Q_0, \qquad (24.3)$$

где k_2 — коэффициент потери воды на разбрызгивание, равный для брызгальных бассейнов производительностью 500 м³/ч 0,02 ... 0,03 (2 ... 3%); производительностью 500 м³/ч — 0,015 ... ... 0,020; для открытых и брызгальных градирен с жалюзи — 0,010 ... 0,15; для открытых градирен, брызгальных градирен с решеткой вместо жалюзи, башенных градирен и отопительных теплообменных аппаратов 0,0005 ... 0,010; для вентиляторных градирен с водоуловителями — 0,002 ... 0,005 (меньшие значения для охладителей большей производительности).

Баланс растворенных в воде солей, не выпадающих в осадок и не отлагающихся в трубах и холодильниках, выражается уравнением

$$C_д Q = C_0 (Q_2 + Q_3) = C_0 (Q - Q_1); \qquad (24.4)$$

где $C_д$ и C_0 — концентрация солей (или ионов) соответственно в добавочной и оборотной воде, г/м³.

Основным соединением, встречающимся в составе накипи в охлаждающих системах, является карбонат кальция. Он образуется вследствие распада содержащихся в охлаждающей воде бикарбонатных ионов согласно реакции

$$2HCO_3^- \rightleftarrows CO_3^{2-} + CO_2 + H_2O$$

$$+$$

$$Ca^{2+}$$

$$\uparrow\downarrow$$

$CaCO_3$ в растворе

$$\downarrow\uparrow$$

$CaCO_3$ пересыщенный раствор

$$\downarrow\uparrow$$

$CaCO_3$ кристаллы.

Распад бикарбонатов вызывается нагреванием воды, а в циркуляционных системах кроме того и потерей растворенной углекислоты при разбрызгивании воды на градирнях и в брызгальных бассейнах.

Увеличение концентрации в воде карбонатных ионов, при наличии в воде катионов кальция, приводит к образованию осадка обладающего способностью давать плотные отложения по всему водному тракту.

Растворимость карбоната магния значительно больше, чем карбоната кальция, и поэтому он входит в состав накипи в незначительном количестве в результате соосаждения с карбонатом кальция (обычно до 1% от общей массы накипи).

При высоких значениях pH воды (более 10), что может иметь место при обработке добавочной воды известью для снижения карбонатной жесткости (декарбонизации) в состав накипи может входить гидроксид магния.

Сульфат кальция обладает сравнительно большой растворимостью (около 1800 мг/л) и поэтому редко встречается в составе накипей, за исключением тех случаев, когда происходит кипение воды на поверхностях охлаждения и производится обработка воды большими количествами серной кислоты без соблюдения должного режима продувки системы.

При больших концентрациях в охлаждающей воде соединений кремниевой кислоты в составе накипи может быть силикат магния.

При значительном содержании в охлаждающей воде взвешенных веществ (песок, глинистые частицы), они могут давать осадки в тех местах систем охлаждения, где вследствие малых скоростей движения воды может происходить их осаждение.

Наименьшую опасность представляют взвешенные вещества для трубчатых холодильников, в которых поддерживается постоянно скорость движения воды в трубках более 1,0 м/с.

Если в системе охлаждения происходит образование накипи, то вместе с карбонатом кальция на охлаждемых поверхностях и в трубах могут «прикипать» взвешенные вещества, которые как бы цементируются карбонатом кальция.

Точно так же накопление взвешенных веществ в холодильниках и трубках может происходить при развитии там биологических обрастаний, которыми задерживаются взвешенные вещества из протекающей воды.

В обоих указанных случаях наличие в охлаждающей воде взвешенных веществ является особенно опасным.

При наличии железа в воде источника водоснабжения, используемого для пополнения циркуляционной системы, в трубах, холодильниках и охладителях может отлагаться осадок гидроксида железа. Наиболее часто подобные явления могут наблюдаться при использовании в качестве добавка подземных вод, в которых железо чаще всего содержится в виде бикарбоната железа(II). При нагревании циркуляционной воды и потере в градирнях или брызгальных бассейнах растворенной углекислоты, а также в результате обогащения при разбрызгивании воды кислородом происходит окисление железа(II) в железо(III) и гидролиз соединений железа с образованием гидроксида железа(III). В связи с указанным следует избегать использования воды, содержащей железо, в качестве добавка для пополнения циркуляционных систем или подвергать добавочную воду обезжелезиванию.

Причиной развития в охлаждающих системах бактерий и водорослей является наличие в охлаждающей воде необходимых для них питательных веществ и подходящих температурных условий. Особенно интенсивное развитие биообрастаний в охлаждающих системах наблюдается при повышенном содержании в охлаждающей воде органических веществ (окисляемости воды более 10—15 мг O_2/л). Развитие бактерий проявляется в форме слизистых отложений на стенках аппаратов и труб. Среди слизистых отложений скапливается песок и другая взвесь.

Если в охлаждающей воде содержится железо или марганец, то может происходить развитие железо- и марганцевых бактерий («кренотрикс», «галионелла»). Эти бактерии способны быстро размножаться и закупоривать трубки холодильников.

При использовании для охлаждения вод, содержащих сульфаты, могут развиваться серобактерии и сульфатвосстанавливающие бактерии, что приводит в некоторых случаях к образованию сероводорода и сульфидов, особенно под толщей отложений. Следствием этого может быть интенсивная коррозия аппаратуры и труб.

На открытых поверхностях охлаждающих систем, особенно в градирнях и брызгальных бассейнах, могут развиваться *водоросли, мшанки и губки*. В трубопроводах в некоторых случаях наблюдается развитие *моллюска дрейсены*. При использовании морской воды развиваются *моллюск мидия, мшанки* и другие организмы.

Биологические обрастания ухудшают работу систем охлаждения не только вследствие того, что нарушают условия теплопередачи и увеличивают потерю напора в трубах, но они могут вызвать также интенсивную коррозию труб и аппаратов.

В системах охлаждения коррозия стальных элементов вызывается растворенным в воде кислородом, которым особенно интенсивно обогащается циркуляционная вода при разбрызгивании в охладителях. Коррозия усиливается относительно высокой температурой, имеющей место в охлаждающих системах.

Другими *факторами, стимулирующими коррозию, являются свободная углекислота, нитраты, хлориды, низкая величина pH*. Как указано выше, при использовании для охлаждения вод, содержащих сульфаты, может происходить их восстановление до сульфидов, усиливающих коррозию вследствие снижения защитных свойств окисных пленок на металле. Получающиеся при этом отложения сульфида железа образуют с металлом коррозионные элементы, в которых металл является разрушающимся анодом.

Обычно коррозионные процессы сопровождаются образованием на стенках труб бугристых отложений. Это приводит к ухудшению теплопередачи и возрастанию потери напора в трубах, вследствие чего уменьшается количество подаваемой насосами охлаждающей воды.

При применении латунных трубок для холодильников часто наблюдается их разрушение вследствие обесцинкования. *Основными факторами коррозии латунных трубок холодильников со* стороны охлаждающей воды являются повышенное *содержание в воде хлоридов* (усиление коррозии при применении морской воды), *повышенная концентрация углекислоты*, особенно при рекарбонизации охлаждающей воды и *перекисление воды при обработке кислотой*. Интенсификация коррозии латунных трубок может иметь место при содержании в воде сероводорода.

При наличии в воде взвешенных частичек усиливается механическое разрушение потоком воды образующейся на поверхности латуни защитной пленки, вследствие чего коррозия усиливается.

Отложение на стенках латунных трубок минеральных и органических отложений может приводить к развитию под ними коррозионных поражений.

Делигнификация заключается в вымывании из древесины градирен растворимых веществ, в результате чего древесина делается малопрочной. Это явление обычно связывают со способностью охлаждающих вод, имеющих высокие значения pH, вымывать из древесины лигнин, оставляя для связывания клеток древесины только целлюлозу. Делигнификация может быть также вызвана значительным содержанием в воде активного хлора. В некоторых случаях делигнификация приводит к быстрому разрушению омываемых водой деревянных конструкций градирен.

Наряду с наиболее распространенными в системах оборотного водоснабжения отложениями карбоната кальция нередки случаи, когда в теплообменных аппаратах образуются и *отложения сульфата кальция.* Проблема сульфатных отложений становится с каждым годом острее в связи с дефицитом воды в ряде промышленных районов и переводом систем оборотного водоснабжения на режимы работы с минимальными добавками воды и соответственно с максимальными коэффициентами концентрирования солей. При максимальных значениях коэффициентов концентрирования содержание сульфата кальция в оборотной воде может достигать предела растворимости даже при использовании в качестве добавочных пресных природных вод и тем более минерализованных подземных или морских вод, в которых концентрация ионов Ca^{2+} и SO_4^{2-} гораздо выше, чем в природных.

Сульфат кальция может выделяться из раствора в виде трех модификаций: *дигидрата* $CaSO_4 \cdot 2H_2O$, *полугидрата* $2CaSO_4 \times \times H_2O$ и *ангидрита* $CaSO_4$, которые имеют различную растворимость.

Метастабильное равновесие наступает весьма медленно, и поэтому наблюдаемые на практике значения растворимости *метастабильных соединений* могут заметно отличаться от равновесных.

При температурах воды, характерных для систем оборотного водоснабжения, из раствора выделяется в основном двуводный или полуводный сульфат кальция. Полугидрат образуется практически во многих случаях, однако, он не является стабильной фазой. При температуре до 40 °C стабильным соединением является двуводный гипс, а при температуре выше 40 °C — ангидрит, который может длительное время оставаться в состоянии пересыщения. Скорость перехода полугидрата в двуводный гипс определяется степенью пересыщения и зависит также от температуры раствора и наличия в нем примесей, особенно поверхностно-активных веществ.

24.2. Обработка воды для предупреждения накипеобразования в трубопроводах и теплообменных аппаратах

Необходимость обработки охлаждающей воды для борьбы с отложением накипи возникает главным образом *для циркуляционных систем. В прямоточных системах,* если нет местного кипения воды возле наиболее нагретых поверхностей, накипеобразование наблюдается лишь в редких случаях. Если все же в прямоточной системе происходит образование накипи, то одним из наиболее эффективных методов борьбы может явиться снижение температуры нагрева воды путем увеличения расхода воды, подаваемой в холодильники.

Сброс охлаждающей и добавка свежей воды целесообразны только тогда, когда карбонатная жесткость воды, добавляемой в систему оборотного водоснабжения, меньше карбонатной жесткости воды, находящейся в оборотной системе.

Количество непрерывно сбрасываемой из системы воды Q_c для продувки можно определить по формуле

$$Q_c = \frac{Ж_{к.д.} Q_1}{Ж_{к.о.} - Ж_{к.д.}} - (Q_2 + Q_3); \qquad (24.5)$$

где $Ж_{к.д.}$ — карбонатная жесткость воды, добавляемой в систему, мг-экв/л; $Ж_{к.о.}$ — максимально допустимая карбонатная жесткость оборотной воды, мг-экв/л.

В тех случаях, когда этот способ не дает улучшения или приводит к чрезмерному перерасходованию средств на подачу дополнительного количества воды, могут быть применены описываемые ниже методы обработки воды — *подкисление, рекарбонизация, фосфатирование.* Дозы кислоты или оксида углерода подбираются для каждой действующей прямоточной системы экспериментальным путем с тем, чтобы в теплообменных аппаратах и трубах оставался тонкий слой накипи, предохраняющий металл от коррозии. В связи с кратковременностью пребывания воды в аппаратах и трубопроводах прямоточных систем охлаждения, достаточны дозы кислоты или оксида углерода, составляющие лишь часть соответствующих доз, необходимых для полной стабилизации воды. При добавлении в воду этих *«дефицитных» доз* процесс распада бикарбонатов должен замедляться в такой степени, чтобы он не проходил за небольшое время пребывания воды в прямоточной системе.

При фосфатировании воды обычно достаточными бывают дозы фосфатов (перечень реагентов см. ниже) порядка 1—3 г/м³, в расчете на P_2O_5.

Для выяснения вероятности накипеобразования в прямоточной системе может служить график на рис. 24.1. По этому

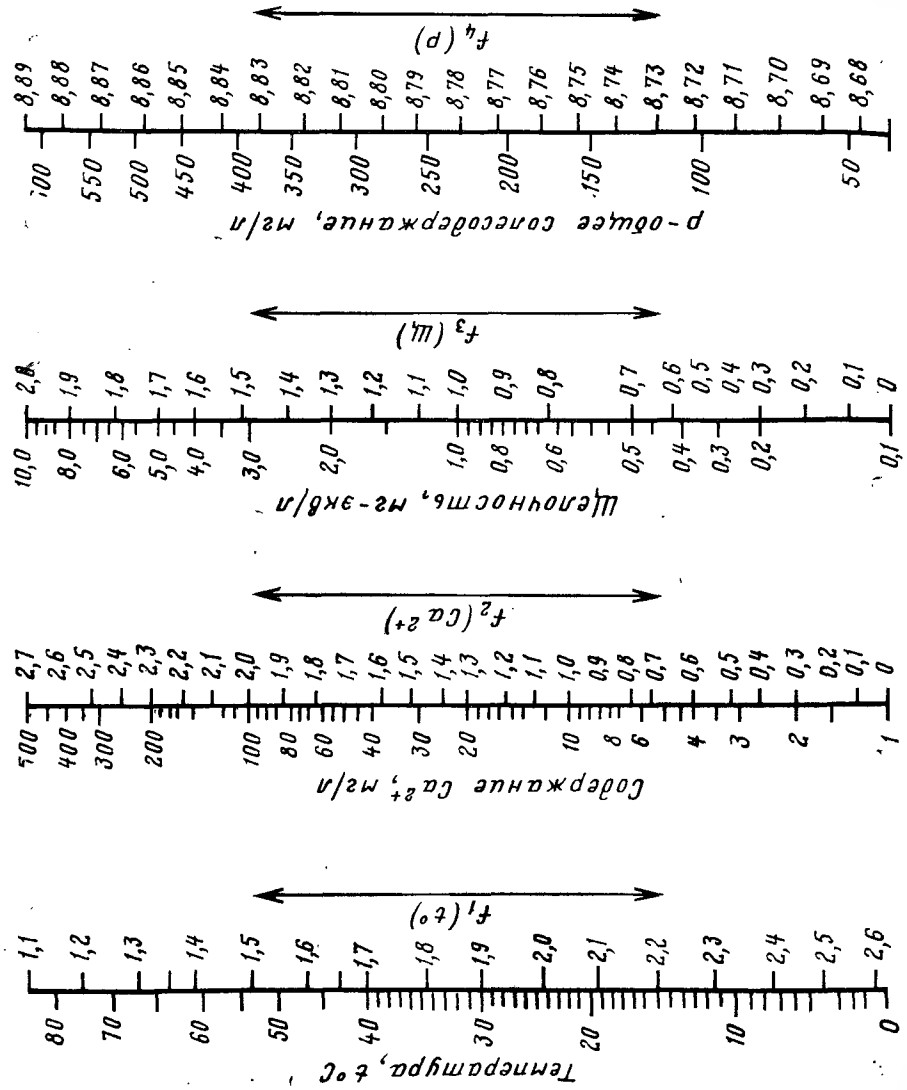


Рис. 24.1. Номограмма для определения pH равновесного насыщения воды карбонатом кальция

графику, составленному по формуле Ланжелье, на основе установленных химическими анализами для разных периодов года показателей качества охлаждающей воды, определяется величина pH_s равновесного насыщения воды карбонатом кальция, при которой данная вода не обладала бы способностью выделять из раствора карбонат кальция.

При определении по номограмме pH равновесного насыщения (pH_s) нужно учитывать вероятную температуру нагрева воды в холодильниках.

Если фактическая измеренная величина pH данной воды ($pH_ф$) ниже, чем pH_s, то это означает, что вода содержит избыток углекислоты по сравнению с необходимым для равновесия углекислых соединений и такая вода не будет обладать способностью отлагать карбонат кальция в прямоточной охлаждающей системе. При $pH_ф > pH_s$ будет иметь место тенденция к отложениям карбоната кальция. Нужно, однако, учитывать, что превышение $pH_ф$ над pH_s указывает лишь на вероятность накипеобразования в прямоточной системе, но накипеобразование может и не происходить, если время пребывания воды в холодильниках и трубах настолько невелико, что процесс выделения из раствора карбоната кальция еще не успеет здесь пройти. Тем не менее такое указание может служить основанием, чтобы в проекте охлаждающей системы была предусмотрена возможность строительства установки для обработки воды, если в процессе эксплуатации будет происходить накипеобразование.

Для определения pH_s необходимо иметь данные об общей щелочности воды, содержании кальция, общем солесодержании (можно пользоваться данными о сухом остатке) и предполагаемой температуре нагрева воды. На четырех шкалах номограммы слева отложены температура нагретой воды ($t_н$), щелочность (Щ), концентрация кальция (Ca^{2+}), общее солесодержание (P), справа функции этих величин.

pH_s определяется по формуле

$$pH_s = f_1(t_н) - f_2(Ca^{2+}) - f_3(Щ) + f_4(P). \qquad (24.6)$$

Величину pH воды обычно определяют при температуре 20—25°. При нагревании воды фактическая величина pH снижается по сравнению с величиной, измеренной при температуре 20—25° и определяется по формуле

$$pH_ф = pH_{изм.} - a, \qquad (24.7)$$

где $pH_ф$ — величина pH при нагреве воды в холодильнике до $t_н$; $pH_{изм}$ — измеренная величина pH при температуре 20—

25°; *a*— поправка, принимается в соответствии с таблицами 24.1 и 24.2.

Таблица 24.1

Поправки к $pH_{изм}$ (а) при нагреве воды от $t = 20—25°$ до $t_н = 50°$ (по Ланжелье)

$pH_{изм}$	Общая щелочность воды, мг-экв/л				
	0,5	1,0	2,0	4,0	8,0
8,0	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10
8,2	0,20	0,15	0,15	0,15	0,10
8,4	0,30	0,20	0,20	0,15	0,15

Таблица 24.2

Поправки к $pH_{изм}$ (а) при нагреве воды от $t = 20—25°$ до $t_н = 75°$ (по Ланжелье)

$pH_{изм}$	Общая щелочность воды, мг-экв/л				
	0,5	1,0	2,0	4,0	8,0
7,6	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10
7,8	0,15	0,15	0,10	0,10	0,10
8,0	0,30	0,20	0,15	0,15	0,10
8,2	0,40	0,30	0,20	0,20	0,15
8,4	0,50	0,40	0,30	0,25	0,20

Определение вероятности накипеобразования в циркуляционных системах является более сложным, поскольку на этот процесс могут оказывать влияние интенсивность упаривания воды в системе, потеря водой углекислоты в охладителе, химический состав добавочной воды и т. п. Чем больше продувка системы и соответственно добавок, тем меньше опасность накипеобразования. Вероятность накипеобразования уменьшается с увеличением концентрации в циркуляционной воде органических веществ, вследствие их стабилизирующего действия на образование накипи. Однако, увеличение концентрации в воде органических веществ увеличивает опасность биологических обрастаний.

Борьбу с отложениями карбоната кальция в холодильниках и трубопроводах систем оборотного водоснабжения можно вести путем:

а) снижения карбонатной жесткости оборотной воды в системе посредством усиленного освежения этой воды сбросом

части ее в сток с соответствующей добавкой свежей (продувки);

б) снижения карбонатной жесткости воды, добавляемой в систему оборотного водоснабжения, посредством обработки ее известью (известкования);

в) снижения карбонатной жесткости этой воды посредством перевода ее в некарбонатную в результате обработки кислотой (подкисления);

г) возмещения потерь равновесной углекислоты в системе оборотного водоснабжения посредством добавки углекислоты дымовых газов (карбонизации);

д) добавления в оборотную воду веществ, тормозящих процесс кристаллизации карбоната кальция (фосфатирование, гуматирование).

Известкование добавочной воды является наиболее старым приемом борьбы с отложениями карбоната кальция в системе оборотного водоснабжения. Сущность его заключается в снижении кальциевой карбонатной жесткости воды (т. е. части карбонатной жесткости, связанной с присутствием в воде иона кальция) путем выделения в осадок карбоната кальция.

При обработке воды раствором извести или известковым молоком происходит в первую очередь связывание содержащейся в воде свободной углекислоты с образованием карбонат-иона:

$$CO_2 + 2OH^- \rightleftarrows CO_3^{2-} + H_2O.$$

В связи с этим pH воды повышается до 8,3—8,4, что необходимо для протекания реакции осаждения карбоната кальция. Последняя протекает при $pH > 8{,}4$ путем перевода добавляемой известью бикарбонат-иона HCO_3^- в карбонат-ион CO_3^{2-} по уравнению:

$$HCO_3^- + OH^- \rightleftarrows CO_3^{2-} + H_2O.$$

Образующиеся ионы CO_3^{2-} реагируют с присутствующими в воде ионами кальция; образуется мало растворимый карбонат кальция, выпадающий в осадок:

$$Ca^{2+} + CO_3^{2-} = CaCO_3 \downarrow .$$

Для того, чтобы реакция выделения карбоната кальция протекала достаточно быстро и полно, необходимо поддерживать в воде некоторый избыток ионов (OH), обеспечивающий величину pH порядка 9,0—9,5. Это достигается введением в обрабатываемую воду избытка извести — около 10—20 мг/л (считая на CaO).

При добавлении еще большего количества извести и повышении pH воды до величины большей, чем 10,5 начинается снижение не только кальциевой, но и магниевой карбонатной жесткости; при этом в осадок выпадает мало растворимый гидроксид магния:

$$Mg^{2+} + 2OH^- = Mg(OH)_2 \downarrow .$$

Однако, в обычных условиях оборотного водоснабжения удалять магний не требуется.

При определении дозы извести, необходимой для обработки добавочной воды, надо прежде всего, определить величину кальциевой карбонатной жесткости обрабатываемой воды $Ж_{к.кал.}$. Для этого определяют общую величину жесткости данной воды, вызываемую присутствием в ней ионов Ca^{2+}. Она равна $Ж_{к.кал.} = 0{,}357 \frac{Ca^{2+}}{7{,}15}$ мг-экв, где Ca^{2+} — содержание кальция (мг/л) в обрабатываемой воде.

Если $Ж_{о.} > Ж_{к.}$, то вся карбонатная жесткость воды является кальциевой. В этом случае доза химически чистой извести (CaO), подлежащей введению в обрабатываемую воду, определяется по уравнению:

$$[CaO] = 1{,}27\,[CO_2] + 28Ж_{к.} + a; \text{ мг/л},$$

где $[CO_2]$ — содержание в обрабатываемой воде свободной углекислоты, мг/л; $Ж_{к.}$ — карбонатная жесткость умягчаемой воды, мг-экв/л; a — избыток извести, принимаемый равным 10—20 мг/л.

Если $Ж_{о.} < Ж_{к.}$, то кальциевой является только часть карбонатной жесткости, равная $Ж_{о.}$. Остальная часть ее ($Ж_{к.} - Ж_{о.}$) обусловлена магнием. Поэтому в данном случае

$$[CaO] = 1{,}27\,[CO_2] + 28Ж_{о.} + a; \text{ мг/л},$$

где $Ж_{о.}$ — общая жесткость воды, обусловливаемая присутствием кальция, мг-экв/л).

Количество продажной извести, требующееся для обработки воды в час, определяется по уравнению:

$$G = \frac{0{,}1\,[CaO]\,q}{k}; \text{ кг/ч}.$$

где [CaO] — доза чистой извести (мг/л); q — количество обрабатываемой воды, м³/ч; k — процент содержания оксида кальция (CaO) в технической продажной извести. В расчетах, при отсутствии других данных, принимают k=50%.

Процесс осаждения взвеси $CaCO_3$, образующийся при обработке воды известью, улучшается при добавлении к воде, кроме извести, коагулянта — сернокислого глинозема или железного купороса. Дозу коагулянта принимают равной примерно 25—50 мг/л. В этом случае к величине дозы CaO, необходимо добавлять $0{,}492\,m_1$ мг/л (или $0{,}37\,m_2$ мг/л), где m_1 — принятая доза $Al_2(SO_4)_3$, а m_2 — доза $FeSO_4$.

При обработке воды известью одновременно с удалением из воды карбоната кальция выделяются и взвешенные вещества — минеральные и органические. Этому способствует применяемая одновременно с известкованием коагуляция примесей. В связи с этим добавочная вода поступает в оборотный цикл всегда осветленной. В результате в системе не будет наблюдаться не только карбонатных отложений, но и скопления инертных примесей, которые могут механически загрязнять холодильники осадками. Это составляет одно из преимуществ данного метода.

Схема установки для обработки воды известью показана на рис. 24.2. Подлежащая обработке известью добавочная вода

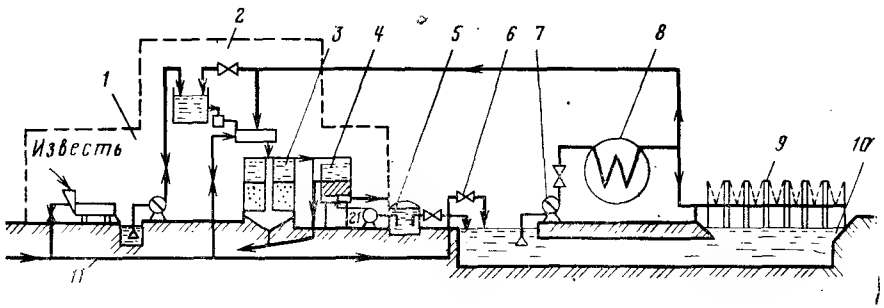


Рис. 24.2. Схема умягчения добавочной воды в оборотном цикле водоснабжения:

1 — известковое хозяйство; *2* — реагентное хозяйство; *3* — осветлитель воды; *4* — песчаный фильтр; *5* — резервуар умягченной воды; *6* — слив умягченной и неумягченной (резерв) воды в оборотную систему водоснабжения; *7* — насос циркуляционной воды; *8* — холодильник; *9* — охладитель воды (брызгальный бассейн или др.); *10* — резервуар и канал охлажденной воды; *11* — подвод воды из источника

по трубе поступает сперва в теплообменник, где нагревается горячей водой, сбрасываемой из цикла после прохода ее через холодильник. Из теплообменника вода поступает в смеситель; туда добавляется известковое молоко, заготовляемое в известегасилке; молоко из известегасилки поступает в нижний бак, откуда перекачивается насосом в верхний рабочий бак, где до-

водится до постоянной крепости. Из рабочего бака известковое молоко дозируется в дозаторе и идет в нужном количестве в смеситель. Из смесителя вода, смешанная с известковым молоком, поступает в осветлитель со взвешенным осадком. Из осветлителя для окончательного осветления вода подается на фильтр, а из него — в запасной резервуар, откуда идет в водозаборный колодец насосов оборотного водоснабжения, подающих воду на холодильник и оттуда в брызгала. Охлажденная брызгалами вода падает в бассейн, откуда по каналу охлажденной воды возвращается в колодец.

Для обработки воды применяется известь строительная воздушная. Различают следующие *виды строительной извести*, которые могут употребляться для данной цели: *известь негашеная комовая (кипелка); известь гидратная — пушонка; известь негашеная молотая.*

В зависимости от содержания оксида кальция и оксида магния известь разделяется на два вида: *известь кальциевую*, содержащую не более 7% MgO и *известь магнезиальную*, содержащую более 7% MgO. Поскольку оксид магния не вступает в реакцию и является в данном случае баластом, желательно употреблять кальциевую известь.

В зависимости от скорости гашения *известь разделяется на быстро гасящуюся* (скорость гашения до 10 мин); *среднегасящуюся* (скорость гашения от 10 до 30 мин); *медленно гасящуюся* (скорость гашения свыше 30 мин). В данном случае желательна первая.

Известь негашеная комовая перевозится навалом. Известь молотая и гидратная (пушонка) перевозятся в таре или специально приспособленным автотранспортом. При хранении и перевозке извести должны быть приняты меры, предохраняющие ее от увлажнения, масса 1 м³ гашеной извести 1,0 т, негашеной 0,6—0,7 т. При небольших расходах извести желательно превращать ее вне установки (на складе) в известковое тесто, доставлять в таком виде на установку, где разбавлять до степени известкового молока.

При больших расходах извести гашение ее происходит с помощью гасильного аппарата, перед употреблением. Гашеная известь из гасильного аппарата в виде известкового молока сливается в приемную яму, из которой перекачивается насосом в рабочие баки. Последние должны быть снабжены мешалками (рис. 24.3), чтобы поддерживать частицы извести во взвешенном состоянии. Иногда известковое молоко перемешивается с помощью насоса, непрерывно перекачивающего его в низ конического бака. Поднимаясь кверху и взмучиваясь, оно поступает с поверхности бака снова к насосу.

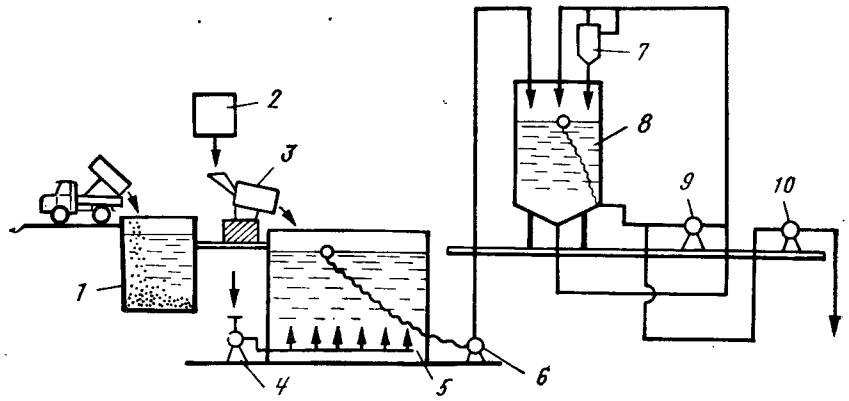


Рис. 24.3. Установка известкования воды.
1 и *2* — бак и бункер известкового теста; *3* — известегасилка; *4* — воздуходувка; *5* — бак крепкого известкового раствора; *9* — насос циркуляционный; *7* — гидроциклон; *8* — гидромешалка; *6* и *10* — насос

При подкислении охлаждающей воды сильной кислотой достигается снижение ее щелочности с одновременным выделением свободной углекислоты:

$$HCO_3^- + H^+ \rightarrow CO_2 + H_2O.$$

Снижение концентрации в охлаждающей воде бикарбонатных ионов обусловливает уменьшение необходимого количества равновесной углекислоты; с другой стороны, выделяющаяся, согласно указанной реакции, свободная углекислота способствует стабилизации бикарбонатов, остающихся в воде после подкисления.

Поэтому при обработке охлаждающей воды кислотой доза ее должна быть подобрана с таким расчетом, чтобы остающиеся в растворе бикарбонаты были стабилизированы исходной и выделяющейся при подкислении углекислотой.

Если кислоту вводить вместе с добавочной водой, то концентрация CO_2 в циркуляционной воде перед холодильником будет равна:

$$(CO_2)_ц = \frac{100-q}{100}(CO_2)_0 + \frac{q}{100}[(CO_2)_д + (CO_2)_в]; \qquad (24.8)$$

где $(CO_2)_ц$ — концентрация углекислоты в циркуляционной воде перед холодильником, мг/л; q — добавок воды, выраженный в процентах от расхода циркуляционной воды; $(CO_2)_0$ — концентрация углекислоты в воде, прошедшей через градирню или брызгальный бассейн, мг/л; $(CO_2)_д$ — концентрация угле-

кислоты в добавочной воде, мг/л; $(CO_2)_в$ — количество углекислоты, выделяющееся при обработке добавочной воды кислотой, мг/л.

Обработка воды производится для того, чтобы в циркуляционной системе не было распада бикарбонатов. При соблюдении этого условия общее количество бикарбонатов, поступающих в оборотную систему с добавочной водой (q), должно равняться количеству тех же соединений, удаляемых из системы с уносом (q_2) и продувкой (q_3):

$$q\,(Щ_д - \Delta Щ_д) = (q - q_1)\,Щ_0, \qquad (24.9)$$

где $Щ_д$ — щелочность добавочной воды, мг-экв/л; $\Delta Щ_д$ — снижение щелочности добавочной воды в результате подкисления, мг-экв/л; $Щ_0$ — щелочность воды, прошедшей охладитель (градирню, брызгальный бассейн), мг-экв/л; q_1 — потеря воды на испарение в % от расхода циркуляционной воды.

Щелочность воды, прошедшей охладитель, связана со щелочностью циркуляционной воды, поступающей в охладитель, равенством:

$$Щ_0 = \frac{100}{100 - q_1}\,Щ_ц;$$

и уравнение (24.8) примет следующий вид:

$$q\,(Щ_д - \Delta Щ_д) = \frac{100\,(q - q_1)}{100 - q_1}\,Щ_ц. \qquad (24.10)$$

Так как потеря воды на испарение редко превышает 2—2,5%, то отношение $100/(100-q_1)$ близко к единице и формулу (24.10), с достаточной степенью точности можно представить в более простом виде:

$$q\,(Щ_д - \Delta Щ_д) = Щ_ц\,(q - q_1). \qquad (24.11)$$

При снижении в результате подкисления щелочности добавочной воды выделяется эквивалентное количество CO_2:

$$(CO_2)_в = 44\Delta Щ_д, \qquad (24.12)$$

где $(CO_2)_в$ — количество оксида углерода(IV), выделяющееся при подкислении воды, мг/л.

Из условий (24.11) и (24.12) следует, что

$$(CO_2)_в = 44\left[Щ_д - \frac{q - q_1}{q}\,Щ_ц\right]. \qquad (24.13)$$

Совместное решение уравнеиий (24.8) и (24.13) дает возможность получить следующую формулу, устанавливающую

связь между щелочностью циркуляционной воды, качеством добавочной воды и параметрами водного режима циркуляционной системы:

$$Щ_ц = \frac{K\{(100 - q)\,(CO_2)_0 + q\,[(CO_2)_д + 44Щ_д]\} + 100Щ_м}{100 + 44K\,(q - q_1)}.$$

— Доза технической кислоты в расчете на 1 л добавочной воды может быть установлена на основании уравнения (24.11)

$$Д_к = e\Delta Щ\,\frac{100}{C} = e\left(Щ_д - \frac{q - q_1}{q}\right)\frac{100}{C};\ \frac{мг}{л}, \qquad (24.14)$$

где K — коэффициент, зависящий от температуры воды, при $t = 40°$ С $K = 0{,}17$, e — эквивалентная масса кислоты (для $H_2SO_4 = 49{,}04$ мг/мг-экв, для HCl $e = 36{,}47$ мг-мг-экв); $Щ_м$ — минимальная щелочность циркуляционной воды, мг-экв/л.

Если по формуле (24.14) получается $Д_к \leqslant 0$, то это означает, что в данном случае обработки воды кислотой не требуется.

Для того, чтобы стабилизирующее действие добавляемой кислоты сказывалось не только в результате снижения щелочности воды, но и вследствие выделения дополнительного количества углекислоты, кислоту к циркуляционной воде следует добавлять перед ее поступлением в холодильники. Практически наиболее удобно ее вводить в приемный колодец циркуляционных насосов вместе с добавочной водой.

Из опасения коррозии теплообменных аппаратов, которую иногда приписывают выделяющейся при подкислении углекислоте, имеются рекомендации вводить кислоту в циркуляционную воду перед охладителем (градирней или брызгальным бассейном). В этом случае образующаяся при подкислении углекислота выделяется из воды в охладителе и эффект подкисления сводится только к снижению щелочности воды. При таком способе подкисления расход кислоты увеличивается.

Как при первом, так и при втором способе введения кислоты в воду нельзя избежать коррозии труб и теплообменных аппаратов, если не следить за тем, чтобы на омываемых водой поверхностях постоянно имелась тонкая защитная пленка карбоната кальция. В связи с этим способ введения кислоты перед циркуляционными насосами следует признать более целесообразным, поскольку получается более экономное расходование кислоты.

Для постоянного контроля накипеобразования и регулирования толщины защитного слоя накипи на трубах, за частью аппаратов должны иметься участки трубопроводов с обводны-

ми линиями, которые можно периодически отключать и вскрывать для осмотра.

В процессе эксплуатации правильность обработки воды можно также контролировать по соотношению между щелочностями и концентрациями хлоридов в добавочной и циркуляционной воде. Если обработка воды обеспечивает отсутствие накипеобразования, то должно иметь место соотношение:

$$\frac{Щ_д}{Щ_ц} = \frac{(Cl^-)_д}{(Cl^-)_ц}.$$

При наличии же накипеобразования часть соединений, обусловливающих щелочность воды, выделяется в виде накипи, и это характеризуется соотношением:

$$\frac{Щ_д}{Щ_ц} > \frac{(Cl^-)_д}{(Cl^-)_ц}.$$

На практике для подкисления применяют серную кислоту, как наиболее дешевую, и в более редких случаях — соляную кислоту.

При расходе кислоты более 5—6 л/ч можно добавлять ее к воде без предварительного разбавления. При меньших расходах дозировка становится недостаточно точной, и лучше производить дозирование разбавленной кислотой. Все элементы устройств, с которыми соприкасается серная кислота крепостью не менее 75%, могут быть выполнены из обычной стали, элементы же, соприкасающиеся с разбавленной кислотой, должны иметь кислотостойкие покрытия.

Наиболее совершенное дозирование кислоты может быть осуществлено автоматическим дозатором, обеспечивающим поддержание оптимальной величины pH циркуляционной воды путем регулирования подачи кислоты в воду при отклонении значения pH от заданной величины (рис. 24.4). Недостатком метода подкисления воды является трудность в эксплуатационных условиях обеспечения дозирования кислоты для сохранения защитной карбонатной пленки. Добавление к воде избытка кислоты может привести к коррозии оборудования и труб.

При обработке воды серной кислотой увеличивается коррозионность воды по отношению к бетонным сооружениям, в частности вследствие увеличения концентрации в воде сульфатов. При повышенной концентрации сульфатов в циркуляционной воде для приготовления бетона рекомендуется использование пуццоланового и песчано-пуццоланового цементов.

Обработка циркуляционной воды дымовыми газами, в которых содержится углекислота (CO_2) и во многих случаях также сернистый ангидрид (SO_2). При пропускании дымовых газов через воду, в ней растворяются CO_2 и SO_2. Увеличение концентрации в воде CO_2 компенсирует потерю циркуляционной водой углекислоты в охладителях и тем самым предупреждает распад бикарбонатов. Растворение SO_2 действует аналогично подкислению, так как сернистый ангидрид при растворении в воде бикарбонатами с образованием $CaSO_3$ и $MgSO_3$, в условиях циркуляционных систем быстро окисляющихся до сульфатов. В результате реакции сернистой кислоты с бикарбонатами выделяется свободная углекислота.

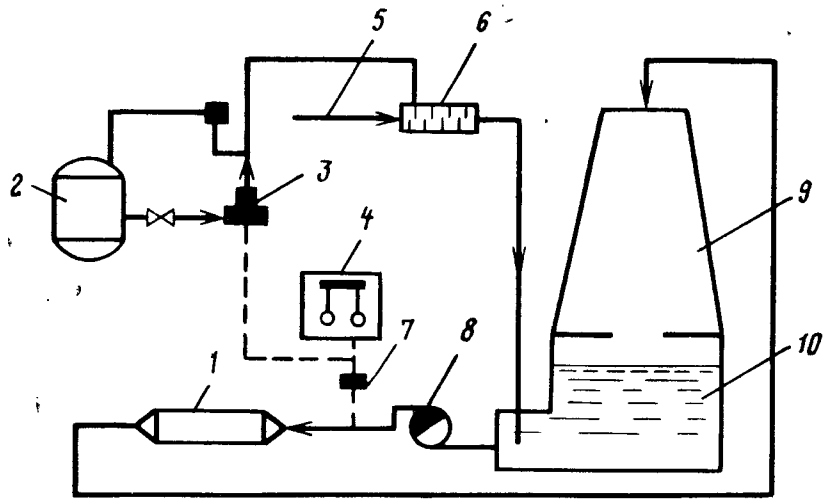


Рис. 24.4. Схема подкисления циркуляционной воды с автоматическим регулированием pH:

1 — теплообменник; *2* — бак концентрированной кислоты; *3* — кислотный насос; *4* — прибор регистрации pH воды и подачи импульсов к кислотному насосу *3*; *5* — подача свежей воды; *6* — смеситель; *7* — датчик pH; *8* — циркуляционный насос; *9* — градирня; *10* — резервуар охлажденной воды

При использовании дымовых газов от сжигания твердого топлива их необходимо очищать от золы во избежание загрязнения циркуляционной воды. При очистке в мокрых золоуловителях большая часть содержащегося в дымовых газах сернистого ангидрида поглощается промывной водой и теряется для целей стабилизации циркуляционной воды. Для того, чтобы избежать потери SO_2, требуется применение сухих методов улавливания золы — в циклонах или электрофильтрах. В свя-

зи с большей простотой преимущественное применение находят на практике *«мокрые» методы очистки дымовых газов от золы.*

При «мокрой» очистке обработка воды дымовыми газами сводится только к рекарбонизации, т. е. к введению в воду углекислоты. В тех случаях, когда промывная вода может быть легко очищена от золы, например, кратковременным отстаиванием, ее можно пропустить через отстойник и после освобождения от взвеси использовать для подкисления циркуляционной воды.

Большим недостатком рекарбонизации воды является трудность точного дозирования вводимой в воду углекислоты. При введении в воду избыточного количества углекислоты может происходить интенсивная коррозия оборудования циркуляционной системы.

Необходимая доза CO_2 (без учета подкисления воды за счет содержащегося в дымовых газах SO_2) может быть определена по следующей формуле:

$$Д_{CO_2} = \frac{q}{K(q - q_1)} Щ_д - \frac{100 - q}{100}(CO_2)_0 - \frac{q(CO_2)_д}{100} - \frac{Щ_м}{K}, \quad (24.15)$$

где $Д_{CO_2}$ — доза CO_2 в мг в расчете на 1 л циркуляционной воды[1].

Часовой расход углекислоты (b_1 кг/ч) определяется по формуле:

$$b_1 = \frac{Д_{CO_2} Q_ц}{1000},$$

где $Q_ц$ — часовой расход циркуляционной воды, м³/ч.

При введении в воду углекислоты количество ее, которое может в данных условиях перейти в раствор, ограничено и может быть определено по формуле:

$$(CO_2) = \frac{Cn\beta}{10000}; \quad (24.16)$$

где (CO_2) — количество углекислоты, которое в данных условиях может перейти в раствор, мг/л; C — растворимость углекислоты в воде при данной температуре и парциальном давлении, 0,1 МПа, мг/л; n — содержание CO_2 в дымовых газах в % по объему (обычно колеблется в пределах 5—15%); β —

[1] Обратить внимание на то, что формула (24.14) дает дозу кислоты в расчете на 1 л добавочной воды.

степень использования углекислоты, % (для скрубберов 10—15%, для водоструйных эжекторов 40—50%).

Концентрация углекислоты в воде (CO_2), определяемая по формуле (24.16), является наибольшей, на получение которой можно рассчитывать при данном типе устройства для растворения углекислоты в охлаждающей воде (скруббере, эжекторе и т. п.). Поэтому проведение рекарбонизации возможно лишь в том случае, если необходимая доза углекислоты (подсчитанная по формуле 24.15) меньше возможного насыщения ею воды в данных условиях [если $Д_{CO_2} < (CO_2)$].

Часть общего расхода циркуляционной воды (Q_1), которая должна быть пропущена через устройство для насыщения углекислотой, равна:

$$Q_1 = \frac{Д_{CO_2}}{(CO_2)} 100\%.$$

Расход дымовых газов, без использования SO_2 может быть определен по формуле:

$$G = \frac{5Д_{CO_2} Q_ц}{n\beta}; \text{ нм}^3/\text{ч}.$$

где $Q_ц$ — расход циркуляционной воды, м³/ч.

В установках для рекарбонизации циркуляционной воды могут быть применены различные устройства для введения углекислоты в воду — скрубберы, барботажные устройства, эжекторы (рис. 24.5).

Преимущественное распространение получила схема рекарбонизации воды с водоструйным эжектором. При этой схеме достигается более полное использование углекислоты, чем при других схемах (со скруббером, барбатером и т. п.). Аппаратура установки проста в исполнении и эксплуатации. Увеличение напора воды перед эжектором позволяет снизить расход подаваемой в него воды.

Обработка циркуляционной воды фосфатами дает возможность допустить некоторое повышение щелочности циркуляционной воды без образования накипи в системе. Благодаря этому обработка циркуляционной воды фосфатами в некоторых случаях решает задачу безнакипной работы циркуляционных систем.

В качестве реагентов *для фосфатирования* охлаждающей воды *применяют гексаметафосфат натрия* $(NaPO_3)_6$, *тринатрийфосфат* $Na_3PO_4 \times 12H_2O$ *и суперфосфат* $Ca(H_2PO_4)_2$. Обработка указанными реагентами дает примерно одинаковый эффект в отношении предупреждения накипеобразования, если концен-

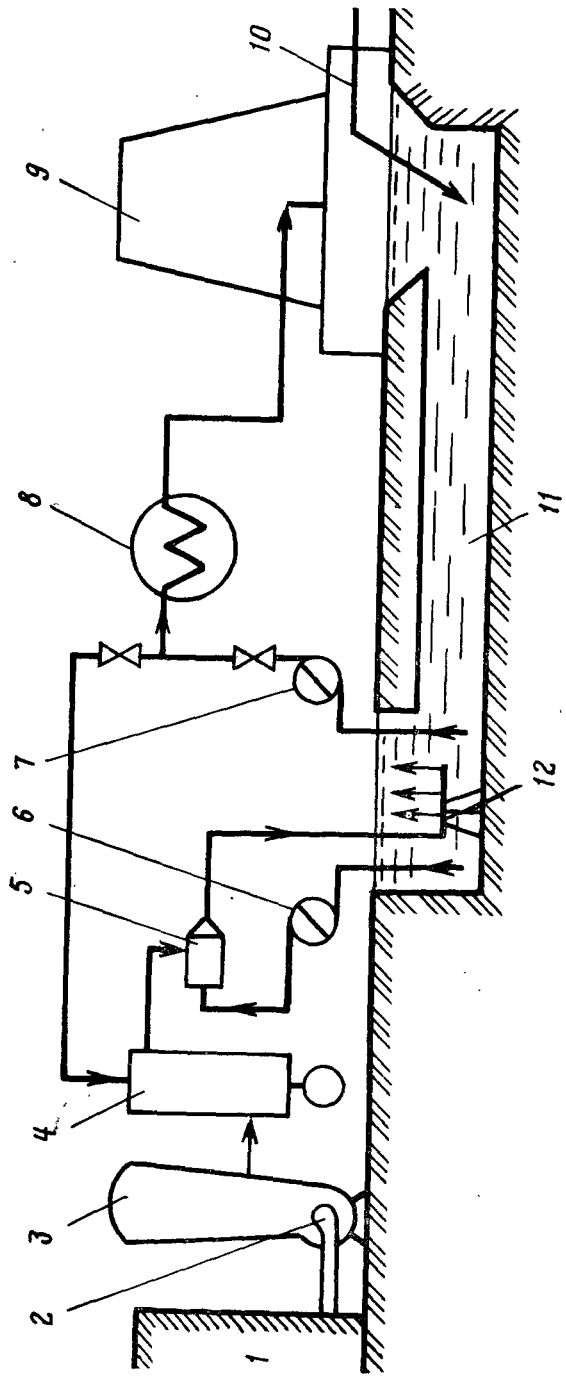


Рис. 24.5. Схема рекарбонизации циркуляционной воды:
1 — котельная; *2* — дымосос; *3* — дымовая труба; *4* — золоуловитель; *5* — эжектор; *6* — насос эжекционной воды; *7* — насос оборотной воды; *8* — холодильник; *9* — градирня; *10* — подача свежей воды; *11* — канал охлажденной воды; *12* — трубчатое барботажное устройство

трации этих реагентов в циркуляционной воде поддерживать на уровне 1—2 г/м³ (в расчете на P_2O_5).

Содержание P_2O_5 в технических продуктах указано в табл. 24.3.

Таблица 24.3

Среднее содержание P_2O_5 в технических реагентах, применяемых для фосфатирования циркуляционной воды

Наименование	Химическая формула	Содержание P_2O_5, %
Гексаметафосфат натрия	$(NaPO_3)_6$	50—52*)
Тринатрийфосфат	$Na_3PO_4 \times 12H_2O$	17—18
Суперфосфат	$Ca(H_2PO_4)_2$	16—18

*) Данные для гексаметафосфата натрия, выпускаемого Лопатинским фосфоритным рудником.

Наибольшая щелочность циркуляционной воды, которая может поддерживаться при фосфатировании, зависит от химического состава воды и температуры ее нагрева в системе.

Для предварительных расчетов, при температуре нагрева воды до 50°, наибольшая щелочность охлаждающей воды при фосфатировании может быть определена по формуле:

$$Щ_ц = b_1 - 0{,}15Ж_н, \qquad (24.17)$$

где $Щ_ц$ — предельная щелочность циркуляционной воды при фосфатировании, мг-экв/л; $Ж_н$ — некарбонатная жесткость добавочной воды, мг-экв/л.

Величина b_1 принимается при обработке воды гексаметафосфатом натрия 6 мг-экв/л, при обработке тринатрийфосфатом или суперфосфатом — 5 мг-экв/л.

Из этого обстоятельства, что обработка воды фосфатами позволяет поддерживать в циркуляционной системе щелочность воды не выше определяемой формулой (24.17), вытекает основное условие применения фосфатов — необходимость продувкой системы поддерживать допустимую щелочность циркуляционной воды. Величина обязательной продувки циркуляционной системы при фосфатировании, исходя из условия обеспечения безнакипной работы, определяется формулой:

$$q_3 = \frac{Щ_д q_1}{Щ_ц - Щ_д} - q_2; \qquad (24.18)$$

где q_1 — потеря воды на испарение, %; q_2 — потеря воды на унос, %; q_3 — продувка системы, %; $Щ_д$ — щелочность доба-

вочной воды, мг-экв/л; $Щ_ц$ — предельная щелочность циркуляционной воды, определяемая по формуле (24.17), мг-экв/л.

Если $q_2 > \frac{Щ_д q_1}{Щ_ц - Щ_д}$, то это означает, что унос обеспечивает удаление нужного количества циркуляционной воды из системы и отдельно производить продувку не требуется.

Может оказаться, что щелочность добавочной воды лишь немногим меньше или даже равна предельно-допустимой щелочности циркуляционной воды. В соответствии с формулой (24.18) это означает, что потребуется очень большая продувка.

Размер продувки ограничивает сферу применения метода фосфатирования циркуляционной воды, и ее необходимо учитывать при технико-экономическом сравнении этого метода с другими.

В том случае, если при фосфатировании, в связи с относительно высокой щелочностью добавочной воды, получается чрезмерно большая продувка, ее можно уменьшить путем некоторого снижения щелочности добавочной воды подкислением. Такая обработка может оказаться, в частности, целесообразной, если в течение большей части года можно обойтись фосфатированием и лишь в отдельные непродолжительные периоды, в связи с возрастанием щелочности добавочной воды, продувка становится чрезмерно большой.

Доза кислоты при комбинированной обработке воды кислотой и фосфатами определяется допустимым в каждом конкретном случае размером продувки (или добавки) и может быть подсчитана по формуле:

$$Д_к = e\left(Щ_д - \frac{q - q_1}{q} Щ_ц\right)\frac{100}{C_1};$$

где $Д_к$ — доза технической кислоты в расчете на 1 м³ добавочной воды, г; $Щ_ц$ — предельно-допустимая щелочность циркуляционной воды, определяемая по формуле (24.17), мг-экв/л. Остальные обозначения те же, что в формуле (24.14).

Дозирование фосфатов в воду должно производиться из расчета того, что в циркуляционной воде нужно поддерживать концентрацию фосфатов 1—2 г/м³, считая на P_2O_5, и кроме того, нужно возмещать убыль фосфатов в связи с образованием малорастворимых соединений.

С учетом потерь доза технического продукта в расчете на 1 м³ добавочной воды определяется по формуле:

$$Д = \left[(1 \div 2) + \frac{5V}{24q}\right]\frac{100}{C_1},$$

где Д — доза технического реагента (гексаметафосфата натрия, тринатрийфосфата или суперфосфата) на 1 м³ добавочной воды, в граммах; V — емкость циркуляционной системы, включая трубопроводы, бассейны и т. п., м³; q — расход добавочной воды, м³/ч; C_1 — содержание P_2O_5 в техническом продукте в % (по табл. 24.3).

Схема установки для приготовления и дозирования фосфатов показана на рис. 23.6. При приготовлении рабочих растворов гексаметафосфата натрия и тринатрийфосфата происходит полное растворение реагентов, и осадка в баках не получается. Суперфосфат растворяется не полностью и дает значительное количество осадка. Необходимость удаления осадка при применении суперфосфата вызывает дополнительные затруднения в эксплуатации.

При использовании гексаметафосфата натрия и суперфосфата аппаратуру для приготовления и дозирования рабочих растворов следует выполнять с защитными покрытиями. Гексаметафосфат натрия разрушает стальную аппаратуру вследствие его способности при больших концентрациях образовывать растворимые комплексные соединения с железом. Суперфосфат дает кислые растворы.

Тринатрийфосфат и суперфосфат следует дозировать в виде растворов крепостью не более 0,1—0,2% во избежание интенсивного фосфатного умягчения воды в месте введения рабочих растворов в добавочную или циркуляционную воду. Гексаметафосфат натрия можно применять и в виде более концентрированных растворов — до 3%.

Среди других методов обработки охлаждающей воды, которые хотя и не нашли широкого распространения, но могут в отдельных случаях оказаться применимыми, следует указать на *метод снижения карбонатной жесткости известкованием, умягчение части добавочной воды Na или Н-катионированием.* Н-катионирование может одновременно обеспечить снижение жесткости и подкисление добавочной воды. При правильном выборе доли добавочной воды, подвергаемой Н-катионированию, можно добиться нужной степени умягчения и подкисления всей добавочной воды для предупреждения накипеобразования. Подготовка охлаждающей воды Na- или Н-катионированием считалась мало экономичной, но в связи с появлением высокоемких катионитов и совершенствованием способа «голодной» регенерации катионитов, экономичность этих методов в значительной мере повышается.

Эффективным ингибитором предотвращения образования карбонатных отложений является нитрилотриметилфосфоновая и оксиэтилидендифосфоновая кислота (ОЭДФ). Обработка

оборотной воды ОЭДФ позволяет предотвратить образование отложений в системе при карбонатной жесткости воды до 10 мг-экв/л и температуре до 50 °С. Доза ОЭДФ значительно ниже стехиометрической и в зависимости от значения карбонатной жесткости составляет 0,5 ... 5,0 мг/л.

Для обработки водооборотной системы готовится концентрированный (запасной) и рабочий растворы ОЭДФ. Концентрированный раствор готовится растворением ОЭДФ в воде при перемешивании в баке из расчета 500 г ОЭДФ на 1 л раствора. Рабочий раствор готовится в баке рабочего раствора разбавлением водой концентрированного раствора до концентрации от 1 до 50 г ОЭДФ на 1 л раствора в зависимости от обрабатываемой системы. Дозирование рабочего раствора в систему осуществляется насосом-дозатором или самотеком через бак-мерник в режиме, обеспечивающем концентрацию ОЭДФ в системе 0,5 ... 5,0 мг на 1 л раствора. Рабочий раствор подается в любую точку системы, где перемешивается с циркуляционной водой.

Оборудование для приготовления и дозирования раствора ОЭДФ должно быть выполнено из кислотостойких материалов.

Для осветления воды прямоточных систем охлаждения обычно предусматривают на водозаборе решетки и вращающиеся сетки с отверстиями 2—3 мм и непрерывным смывом задержанных загрязнений. Скорость входа воды в сетки 0,2—0,3 м/с. Интенсивность промывки сеток 8—10 л/(с·м²), давление промывной воды 0,25—0,35 МПа.

Более глубокая очистка воды от взвешенных веществ применяется преимущественно для добавочной воды циркуляционных систем охлаждения. Очистка должна предусматривать выделение из воды фракций взвешенных веществ, которые могут осаждаться в тех зонах охлаждающих систем, где создаются пониженные скорости движения воды. При имеющихся обычно скоростях движения воды в различных элементах охлаждающих систем с трубчатыми холодильниками этому требованию удовлетворяет очистка воды от взвешенных частиц с гидравлической крупностью более 1—2 мм/с (частицы крупней 0,05 мм), если одновременно специальной обработкой обеспечивается отсутствие в системе накипеобразования и биообрастаний.

В зависимости от характера содержащихся в воде взвешенных веществ может применяться отстаивание воды или фильтрование. Отстаивание с последующим фильтрованием может потребоваться только в редких случаях при охлаждении аппаратуры, имеющей зоны, в которых может осаждаться даже весьма мелкая взвесь. Отстаивание охлаждающей воды можно

производить без коагуляции, а также с применением коагулянтов. Коагуляция может в некоторых случаях применяться для очистки особо мутных вод, в основном, в паводочные периоды. Вопрос о применении отстаивания с коагуляцией или без нее решается в результате технико-экономического сравнения этих вариантов. Продолжительность отстаивания воды для задержания взвеси, имеющей гидравлическую крупность более 1—2 мм/с, колеблется обычно в пределах 2—3 ч.

Для частичного осветления охлаждающей воды может применяться также фильтрование воды через грубозернистые песчаные, полимерные или антрацитовые фильтры с крупностью фильтрующей загрузки 1,5—2,5 мм. Слой фильтрующего материала в таких фильтрах 2,5—3,5 м. Скорость фильтрования 10—15 м/ч. В целях экономии промывной воды для промывки таких фильтров применяют водовоздушную промывку. Промывные системы грубозернистых фильтров обычно рассчитывают на подачу промывной воды с интенсивностью 3,5—5 л/(с·м²) и сжатого воздуха с интенсивностью 20—25 л/(с·м²). Грубозернистые фильтры могут быть как открытые, так и напорные. Их целесообразно выполнять без гравийных подстилающих слоев с колпачковым дренажом, рассчитанным на равномерное распределение по площади фильтра промывной воды и сжатого воздуха.

В случае использования в качестве добавка подземной воды, содержащей железо, его необходимо удалять до поступления воды в циркуляционную систему.

Метод обезжелезивания воды следует определять на основе технологических изысканий в лабораторных условиях различных способов — аэрации, известкования, коагуляции. Все указанные способы должны сопровождаться фильтрованием.

В отдельных случаях, когда гидролиз соединений железа происходит достаточно интенсивно без удаления растворенной в воде и выделяющейся при гидролизе железа углекислоты, достаточно вводить в приемную трубу насоса воздух из расчета 2 л на 1 г железа(II) и направлять после этого воду на фильтры.

При необходимости удаления углекислоты для ускорения гидролиза железа, воду пропускают через систему аэрации. После аэрации вода поступает в контактный резервуар, где завершается формирование хлопьев гидроксида железа. Время пребывания воды в контактном резервуаре 30—40 мин. При содержании железа в воде более 15—20 мг/л контактные резервуары предпочтительно выполнять в виде отстойников, предусмотрев возможность добавления коагулянта для осаждения гидроксида железа и уменьшения грязевой нагрузки на филь-

тры. После контактных резервуаров вода поступает на фильтры, в которых целесообразно применять двуслойную загрузку: нижний слой толщиной 0,5—0,7 м из песка крупностью 0,5—1,0 мм, верхний слой толщиной 0,3—0,4 м из дробленного антрацита крупностью 1,0—1,5 мм. Фильтры рекомендуется оборудовать устройствами для верхней промывки и регуляторами скорости фильтрования. Скорость фильтрования можно принимать до 10 м/ч. Возможно использование фильтров с полимерными загрузками.

24.3. Обработка охлаждающей воды для борьбы с биологическими обрастаниями

Для борьбы с развитием в охлаждающих системах биологических обрастаний наибольшее распространение получила обработка воды хлором и медным купоросом. Среди других реагентов, пригодных для этой цели, в литературе упоминаются *гипохлориты натрия и кальция, соединения ртути, хлорированные производные фенола* (в частности, *пентахлорфенолят натрия*), *перманганат калия, четвертичные аммониевые основания.*

Хлорирование охлаждающей воды (рис. 24.6) можно производить периодически, причем интервалы между подачей хлора

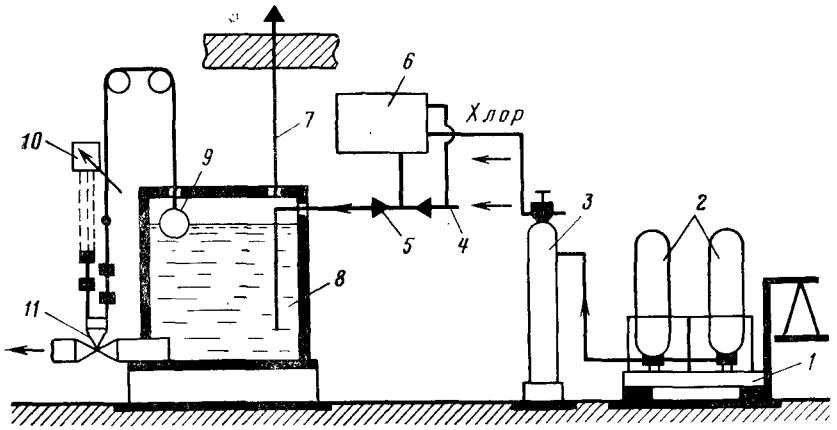


Рис. 24.6. Установка хлорирования циркуляционной воды:
1 — весы с баллонами жидкого хлора *2*; *3* — промежуточный баллон; *4* — подача воды в эжектор *5*; *6* — хлоратор; *7* — воздушник; *8* — бак для хлорной воды; *9* — поплавок; *10* — пускатель электродвигателя задвижки; *11* — поворотный затвор с электродвигателем на трубе отвода хлорной воды

в воду и продолжительность каждого периода хлорирования зависят от степени загрязненности воды органическими веществами, видов развивающейся в охлаждающих системах микрофлоры и интенсивности ее развития. Режим хлорирования в каждом отдельном случае подбирается опытным путем.

Для охлаждающих систем, находящихся в эксплуатации, первые наметки по режиму хлорирования можно основывать на следующих данных:

при очень интенсивном обрастании, требующем ежедневной чистки холодильников, — хлорировать каждые 2 часа по 15—20 мин;

если чистка холодильников, — требуется каждые 3—5 дней, — хлорировать через 4 часа по 20—30 мин;

если чистка требуется каждые 10—12 дней, хлорировать каждые 12 часов по 30—45 мин;

при небольшом биообрастании, требующем чистки не чаще 1 раза в месяц, хлорирование можно производить 1 раз в сутки по 1 часу.

Доза хлора в каждом отдельном случае зависит от содержания в воде органических и неорганических соединений, окисляющихся хлором в данных условиях. Для эксплуатируемых охлаждающих систем дозу хлора следует подбирать с расчетом, чтобы в воде, выходящей из наиболее удаленного холодильника, содержание активного хлора составляло 0,4—0,5 мг/л.

Для предварительного определения дозы хлора можно пользоваться методикой экспериментального определения показателя «хлорируемости» воды, описанной в ГОСТе. Согласно ГОСТу показатель хлорируемости выражается наибольшей дозой хлора, при введении которой в воде после 30-минутного контакта остается 0,5 мг/л активного хлора. При использовании этой методики для охлаждающей воды следует время контакта принимать не 30 мин, а равным рассчитанному наибольшему для данной системы времени пребывания воды в трубах и холодильниках (от места ввода хлора до выхода воды из наиболее удаленного холодильника).

При отсутствии экспериментальных данных для предварительных расчетов можно пользоваться ориентировочными данными, приведенными в табл. 24.4.

При сбросе хлорированной охлаждающей воды в водоемы с рыбохозяйственным использованием следует учитывать возможное повышение концентрации активного хлора в воде водоема и возможный вред, который это может нанести рыбам. В подобных случаях вопрос о сбросе в водоем хлорированной воды надлежит согласовывать с органами Госрыбнадзора.

Таблица 24.4

Дозы хлора для обработки охлаждающей воды

Характеристика воды	Время пребывания воды в трубопроводе перед холодильником			
	1 мин.	2 мин.	4 мин.	10 мин.
Вода с окисляемостью до 10 мг O_2/л	1,5	2,0	2,5	3,5
Вода с окисляемостью 10—15 мг O_2/л	2,5	3,5	4,0	5,0
Вода с окисляемостью 15—25 мг O_2/л	5,0	6,0	6,5	7,5

Суточный расход хлора может быть определен по формуле:

$$G_{хл.} = \frac{Q Д_{хл} T n}{60 \cdot 1000},$$

где $G_{хл.}$ — расход хлора, кг/сут.; Q — расход охлаждающей воды, м³/ч; $Д_{хл}$ — доза хлора, г/м³; T — продолжительность каждого периода введения хлора, мин.; n — число периодов введения хлора в течение суток.

Производительность хлоратора зависит от того, будет ли он работать только в период введения хлора в обрабатываемую воду, а в остальное время будет выключен, или он будет работать равномерно, круглые сутки. В последнем случае хлорная вода в периоды между введением ее в охлаждающую воду должна накапливаться в специальном баке, из которого периодически вводится в охлаждающую воду за время Т минут. Схема с накоплением хлорной воды в баке позволяет устанавливать хлораторы меньшей производительности и работать с меньшим и равномерным съемом хлора из баллонов.

При схеме с периодической работой хлоратора его производительность должна равняться: $G' = \frac{G\,60}{nT}$, кг/ч.

При схеме с непрерывной работой следует устанавливать хлоратор с производительностью: $G'' = G/24$; кг/ч.

Жидкий хлор доставляется с заводов на хлораторные установки в баллонах, бочках или цистернах. Для превращения жидкого хлора в газообразный к сосуду, в котором происходит образование газа, требуется подвод тепла в количестве около 67 калорий на 1 кг испарившегося хлора. Если не производится специального подогрева сосудов, в которых происходит испарение хлора, то они вследствие расходования тепла на образование газообразного хлора охлаждаются, обледеневают и давление хлора в них падает. Это приводит к уменьшению отдачи газообразного хлора.

В связи с указанным, без подогрева расход хлора из одного баллона не превышает 0,6 кг/ч. Подогрев баллонов для увеличения отбора газообразного хлора производят теплой водой с температурой не выше 40° (во избежание чрезмерного повышения давления и взрыва баллонов). Обогрев электрическим током не допускается. При подогреве съем хлора из одного баллона можно довести до 10 кг/ч.

Концентрация хлорной воды, которая может быть получена при различных температурах и давлениях, определяется растворимостью хлора в данных условиях (рис. 24.7).

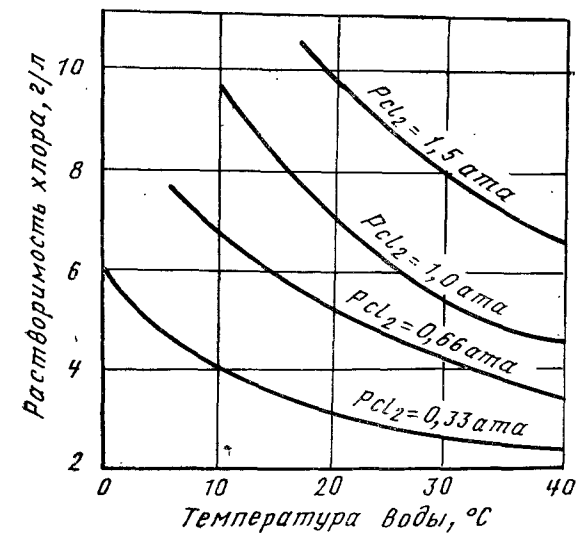


Рис. 24.7. График растворимости хлора в воде

Для обработки небольших количеств охлаждающей воды можно использовать также хлорную известь.

Купоросование охлаждающей воды, т. е. обработка воды медным купоросом может применяться для борьбы с цветением водоемов (водохранилищ, прудов-охладителей) и для борьбы с биологическим обрастанием трубопроводов, градирен и холодильников. Для борьбы с цветением водоемов в каждом отдельном случае специальными технологическими исследованиями должна быть установлена токсическая доза медного купороса для микроорганизмов, вызывающих цветение. В среднем эта доза находится в пределах 0,1—0,3 гCu/м³. Расход купороса для обработки воды в водоеме рассчитывается на создание указанной концентрации в верхнем слое воды толщиной 1,5—

2,0 м. Купорос в виде тонкоразмолотого порошка распределяется по поверхности водоема путем распыления с самолета или с моторной лодки.

Для борьбы с биологическим обрастанием охлаждающих систем готовится раствор медного купороса и добавляется к охлаждающей воде. Доза медного купороса должна определяться экспериментально и зависит от вида организмов, вызывающих обрастание.

Для борьбы с развитием водорослей — мшанки и других пресноводных организмов, вызывающих обрастание охладительных устройств, рекомендуется доза медного купороса в воде 0,1—0,3 гCu./м^3. Для борьбы с развитием железобактерий применяются дозы 0,3—0,5 г/м^3, для борьбы с серобактериями — до 5 гCu./м^3.

Медный купорос может применяться для борьбы с обрастанием трубопроводов и холодильников ракушками, в частности с развивающимися в охлаждающих системах при использовании морской воды мидиями. Для борьбы с последними можно применять обработку воды медным купоросом в течение 1—2 ч. каждые 2—3 дня, создавая во время обработки концентрацию Cu в охлаждающей воде 6—12 г/м^3.

24.4. Обработка воды для предупреждения коррозии трубопроводов и теплообменных аппаратов

Системы охлаждения теплообменных аппаратов подвержены процессам электрохимической и биологической коррозии. При прямоточных системах обработка воды для борьбы с коррозией ограничена экономическими соображениями в связи с большими количествами подлежащей обработке воды. В случае прямоточных систем, основным является *метод «контролируемого накипеобразования»*, сводящийся к созданию на трубопроводах и трубках холодильников защитного слоя карбоната кальция толщиной около 0,5 мм. Если охлаждающая вода сама не отлагает карбонат кальция, то прибегают к ее обработке небольшими дозами извести, едкого натра или соды. В первый период обработка должна привести к образованию слоя накипи указанной толщины, в дальнейшем доза реагента может быть уменьшена для сохранения образовавшегося слоя без его наращивания.

Если производится подкисление воды для борьбы с прогрессирующим накипеобразованием, то дозировку кислоты надлежит регулировать таким образом, чтобы все время сохранялся тонкий защитный слой накипи.

Недостатками метода «контролируемого накипеобразования» является трудность поддержания точных дозировок реагентов, обеспечивающих сохранение защитной пленки накипи нужной толщины. Кроме того, обычно имеет место неравномерное отложение накипи в различных частях охлаждающей системы. Так, например, может оказаться, что вода вызывает коррозию трубопровода до холодильников и дает отложение накипи в холодильниках и трубопроводах за ними.

Во многих случаях, когда тем или иным методом обработки воды циркуляционных систем полностью устраняется накипеобразование, возникает опасность коррозии особенно стальных элементов, в связи с интенсивным обогащением воды кислородом в охладителях. В этих случаях приходится предусматривать обработку воды для создания на омываемых водой элементах защитных пленок.

Одним из методов создания защитной пленки является *обработка воды гексаметафосфатом натрия,* которая, как было указано выше, в определенных условиях предупреждает также накипеобразование. Для быстрого создания защитной метафосфатной пленки рекомендуется при пуске охлаждающей системы заполнить ее водой с концентрацией гексаметафосфата натрия (в расчете на P_2O_5) порядка 100 г/м^3 и в течение 2—3 суток поддерживать циркуляцию этой воды. В дальнейшем можно перейти на обработку добавочной воды гексаметафосфатом натрия из расчета 2—3 г/м^3.

В литературе встречаются указания о том, что понижение pH воды подкислением до величины 6,5—7, при одновременном увеличении дозы гексаметофосфата натрия до 10 г/м^3, обеспечивает более надежную защиту от коррозии. Это объясняется тем, что при указанных низких значениях pH протекает менее опасная коррозия, выражающаяся в более равномерном воздействии на всю поверхность стальных элементов, что лучше, чем язвенная коррозия или бугристые отложения, получающиеся при более высоких значениях pH. Метод подкисления воды до pH=6,5—7 с одновременной обработкой повышенными дозами гексаметафосфата натрия рекомендуется при значительной коррозионной активности воды, когда обычная обработка гексаметафосфатом натрия не дает удовлетворительных результатов.

При охлаждении двигателей внутреннего сгорания, в связи с высокой температурой охлаждаемых поверхностей и возникновением местного кипения, приходится в некоторых случаях применять замкнутые системы, в которых циркулирует дистиллированная или обессоленная вода, которая в свою очередь в теплообменниках охлаждается обычной водой. *Для борьбы с коррозией замкнутых систем рекомендуется в дистиллирован-*

ную или обессоленную воду вводить хроматы, например, хромат калия K_2CrO_4 или бихромат калия $K_2Cr_2O_7$ с одновременным корректированием pH воды едким натром до величины 8,5—9,5. При пуске замкнутой системы рекомендуется создать концентрацию хромата в воде 800—1000 г/м³, с переходом затем на концентрацию 200—500 г/м³.

В литературе имеются указания на возможность применения для борьбы с коррозией охлаждающих систем *четвертичных аммониевых оснований,* которые одновременно предупреждают развитие организмов, вызывающих биологические обрастания. Уничтожение биологического обрастания элементов охлаждающих систем обычно приводит также к уменьшению коррозии.

В целях предупреждения делигнификации древесины градирен рекомендуется поддерживать величину pH воды в пределах 6,5—7,5, для чего в некоторых случаях потребуется подкисление воды с одновременным добавлением гексаметафосфата натрия для предупреждения коррозии. Считается, что для предотвращения делигнификации нужно поддерживать концентрацию активного хлора в воде, поступающей на градирню, не более 2 г/м³.

25. СПЕЦИАЛЬНЫЕ МЕТОДЫ ОБРАБОТКИ ВОДЫ

25.1. Подготовка воды для искусственного обогащения запасов подземных вод

Возрастающий водоотбор из подземных источников приводит к истощению естественных запасов глубоко залегающих водоносных горизонтов и снижению горизонтов безнапорных вод. Одним из приемов предотвращения истощения подземных источников является искусственное пополнение водоносных горизонтов переводом поверхностного стока в подземный, что позволяет увеличить запасы намечаемого к эксплуатации или эксплуатируемого водоносных горизонтов и может быть применено для восполнения ограниченных запасов подземной воды, если наблюдается тенденция к их истощению. В соответствии с типом подземных вод *пополнение производят гравитационной инфильтрацией* (рис. 25.1), *фильтрацией поверхностной воды под напором,* либо *одновременно используют оба способа.*

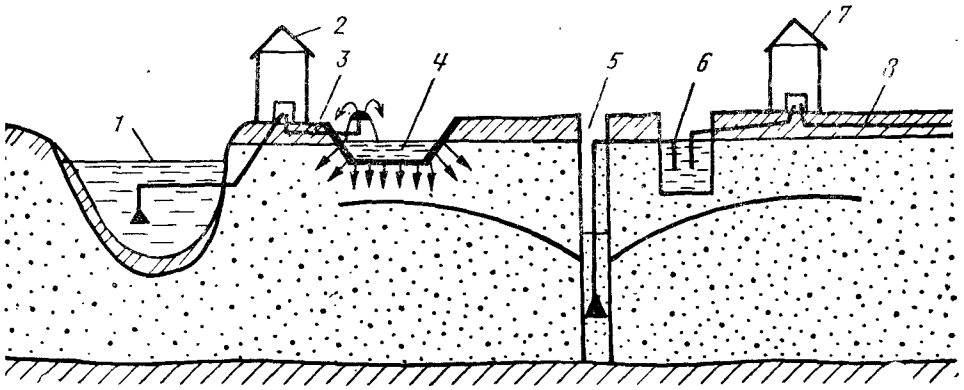


Рис. 25.1. Схема искусственного пополнения запасов подземных вод: *1* — поверхностный водоисточник; *2* — насосная станция I подъема; *3* — трубопровод подачи воды на инфильтрацию; *4* — инфильтрационное сооружение; *5* — система трубчатых водоотборных колодцев; *6* — сборный колодец; *7* — насосная станция II подъема с хлораторной; *8* — трубопровод подачи воды потребителю

Способ гравитационной инфильтрации применяют чаще, как более простой и дешевый. В качестве инфильтрационных сооружений используют траншеи, каскад бассейнов (обычно не менее двух), русла постоянных или временных потоков, канавы, борозды. Наиболее часто применяют капитальные и облегченные бассейны. Использование неочищенной воды в инфильтрационных бассейнах приводит к быстрому заилению их дна, а нагнетание такой воды в скважины вызывает механическую и биологическую кольматацию фильтров. Особенно нежелательно содержание в поверхностном водоисточнике взвешенных веществ, которые снижают эффективность работы систем искусственного пополнения водой. Поэтому чаще всего основным методом обработки воды в системах пополнения запасов подземных вод является ее осветление.

Выбор технологии водообработки и сооружений зависит от качества используемой воды и требуемой степени ее осветления, а также от характера самих устройств пополнения и местных гидрогеологических условий.

Известны следующие схемы предварительной подготовки воды, используемой на пополнение: *очистка по упрощенной схеме — аэрация и естественное отстаивание; частичная очистка — естественное отстаивание, фильтрование безреагентное или реагентное с периодической коагуляцией; полная очистка — коагулирование, отстаивание с фильтрованием, известкование, углевание и хлорирование.* Схема подготовки воды, идущей на пополнение ее запасов, должна удовлетворять двум требованиям: во избежание загрязнения зоны аэрации и водоносного горизонта поступающая на инфильтрацию вода должна иметь минимальную мутность и не содержать примесей, ухудшающих ее качество при прохождении через грунт; с учетом специфики масштаба и технологии пополнения сооружения водоподготовки должны быть простыми, не нуждающимися в квалифицированном уходе и макмисально дешевыми. Для выполнения этих требований необходимо максимально использовать методы предварительной очистки воды: аэрацию, естественное отстаивание, безреагентное фильтрование и гидробиологическую очистку посевом в отстойниках-водохранилищах дикого риса и камыша.

При бассейновом методе пополнения запасов воды по Я. Я. Спрогису на дне бассейна сооружают песчаный фильтр толщиной 0,5 ... 0,7 м, а при благоприятных грунтовых условиях и хорошем качестве исходной воды для этой цели применяют песчаный фильтр толщиной 0,10 м. Работает такой фильтр по принципу медленного (пленочного) фильтрования.

При напорной инфильтрации через скважины рекомендуется применять безреагентное фильтрование в напорных автоматически самопромывающихся фильтрах конструкции ВНИИ ВОДГЕО, УИИВХ и Новочеркасского инженерно-мелиоративного института (НИМИ). Первые два работают по принципу пленочного фильтрования, третий — объемного. Для интенсификации процесса фильтрования можно применять фильтры конструкции ОИСИ и НИМИ, работающие при периодическом коагулировании или с добавкой малых доз коагулянта. Для предупреждения загрязнения грунтов в аэрационной и водоносной зонах, а также очистки инфильтрационных бассейнов не более двух раз в год мутность подаваемой воды не должна превышать 10 мг/л для мелкозернистого песка (крупностью 0,25 ... 0,50 мм) и 20 мг/л — для крупнозернистого (крупностью 1 ... 2 мм).

Для улучшения качества инфильтруемой воды по содержанию железа и марганца необходимо подвергнуть ее аэрации, а иногда и известкованию. Инфильтруемая вода должна содержать минимальное количество оксида углерода (IV), чтобы предупредить увеличение ее жесткости на пути инфильтрации через грунты, содержащие карбонаты. Количество хлоридов, сульфатов и солей жесткости в водоисточнике должно быть таким, чтобы не ухудшить, а в благоприятных случаях — улучшить качество подземной воды при ее смешении с инфильтруемой. Содержание в исходной воде свинца, мышьяка, ПАВ и нефтепродуктов не должно превышать норм, установленных ГОСТ 2874—82. При наличии в воде поверхностного источника планктона (более 1000 кл/см^3) перед инфильтрацией ее следует подвергнуть микрофильтрованию. Коли-индекс воды, подаваемой на инфильтрацию, не должен превышать 10 000, а воды, закачиваемой в скважины, лимитирован нормами ГОСТа.

25.2. Доочистка сточных вод для технического водоснабжения

Доочистка сточных вод приобрела чрезвычайную актуальность в связи с непрерывным увеличением водопотребления, образованием больших количеств стоков и созданием замкнутых систем водообеспечения промышленных предприятий.

Большое значение приобретает повторное использование очищенных сточных вод для технического водоснабжения промышленности.

Для доочистки городских сточных вод применяют методы фильтрования, флотации, сорбционный, окисления, комбиниро-

ванный, доочистку воды в биологических прудах и др. Так как при доочистке большое количество воды подвергают обработке, то предпочтение отдают устройствам и сооружениям, которые не требуют больших давлений и отличаются простотой и надежностью, например, микрофильтры и открытые фильтры с зернистой загрузкой.

Конструкции микрофильтров для доочистки сточных вод аналогичны барабанным ситам, рассмотренным в разделе 7. Процесс фильтрования биологически очищенной воды (извлечение частиц активного ила и накопление их в фильтрующей загрузке) близок к процессам, характерным для фильтров систем водоснабжения. Особенность доочистки сточных вод на фильтрах заключается в способности взвешенных частиц ила агломерироваться на поверхности загрузки и вызывать сильную кольматацию ее с образованием слоя осадка в верхнем фильтрующем слое. Учитывая это обстоятельство, разработаны конструкции фильтров повышенной грязеемкости с восходящим потоком и водовоздушной промывкой, загруженных щебнем крупностью 6,0 ... 15,0 мм, аэрируемых керамзитовых, каркасно-засыпных, пенополиуретановых и других фильтров, расчет и проектирование которых ведется в соответствии со СНиП 2.04.02—84.

Эффективная доочистка сточных вод достигается в биологических прудах и каналах с естественной и искусственной аэрацией. Сооружают их, как правило, проточными или циркуляционными. В летнее время $БПК_{полн}$ очищенной в пруду воды достигает 5 ... 6 мгO_2/л, а содержание взвешенных веществ — 15 ... 30 мг/л. При цветении воды эти показатели ухудшаются. В холодное время года при длительном пребывании сточных вод в биологическом пруду $БПК_{полн}$ снижается до 3 ... 4 мгO_2/л, а содержание взвешенных веществ — до 10 мг/л.

При доочистке сточных вод с целью выделения жиров, нефти, нефтепродуктов, бумажного волокна применяют метод флотации, при этом в основном находят применение напорная флотация и флотация с механическим диспергированием воздуха.

Наиболее эффективным методом извлечения из очищенных сточных вод остаточных растворенных органических соединений, в том числе биологически не окисляемых, является сорбция на активном угле, которая позволяет снизить концентрацию органических соединений на 90 ... 99%. Однако, этот метод дорогой и сложный при эксплуатации.

Для доочистки сточных вод применяют окислители: озон, хлор, оксид хлора (IV), перманганат калия и др. Из перечисленных окислителей наиболее высокой реакционной активностью и сильным бактерицидным эффектом обладает озон.

Так, для доочистки биологически очищенных сточных вод, характеризующихся цветностью 250 ... 300 град и имеющих ХПК около 200 мг/л, исследованиями ВНИИ ВОДГЕО было установлено, что расход озона для снижения цветности на 10 град составлял 1,5 мг/л, а для онижения на 1 мг ХПК — 0,9 мг/л. Снижение цветности до 30 ... 40 град уменьшало ХПК примерно на 20%. Глубокое окисление органических веществ (снижение ХПК на 40%) достигалось при расходе озона 2,25 мг/мг окисленного вещества. Из изложенного видно, что озон является наиболее перспективным окислителем в технологии доочистки сточных вод.

Наряду с известной общностью процессов доочистки бытовых и производственных сточных вод имеются и существенные отличия, обусловленные различным составом фильтруемых суспензий. Сточные воды промышленных предприятий даже после биологической очистки содержат значительное количество загрязнений, характерных для различных производств, например, эфирорастворимые вещества, масла, смолистые вещества, целлюлозу, лигнин и т. д., которые оказывают влияние на механизм процесса фильтрования через зернистую загрузку и изменяют структуру отложений в большей степени, чем загрязнения бытовых сточных вод. Свойства производственных сточных вод после биологической очистки не становятся одинаковыми, и они влияют на выбор конструкции фильтров, параметров фильтрующей загрузки, направления потока жидкости, условий отмывки загрузки, метода обработки промывной воды и т. п.

При доочистке производственных сточных вод рекомендуется предусматривать перед фильтрами установку барабанных сеток с ячейками размером 0,5 ... 1 мм и расчетной скоростью процеживания 40 ... 50 м/(м^2 · ч). Скорые фильтры применяют с направлением потока сверху вниз и снизу вверх. Опыт эксплуатации по доочистке сточных вод и изучение конструкций скорых фильтров показывают, что наряду с фильтрами с направлением потока снизу вверх весьма перспективными конструкциями являются фильтры с многослойной и крупнозернистой загрузками. При фильтровании сверху вниз следует применять двухслойные фильтры. Для кварцевых фильтров с подачей воды сверху и снизу рекомендуемая скорость фильтрования 5 ... 7 м/ч, для двухслойных — 8 ... 10 м/ч. Фильтрование биологически очищенных производственных сточных вод через зернистые фильтры позволяет достичь снижения $БПК_{полн}$ на 70 ... 80%, ХПК на 30 ... 40%, концентрации эфирорастворимых веществ на 40%, содержания взвешенных веществ на 70 ... 90%.

Промывку фильтров осуществляют любой водой при концентрации взвешенных веществ в последней не более 20 мг/л. Интенсивность промывки кварцевых фильтров с подачей воды снизу и сверху при $d_э = 1{,}43$ мм принимают 16 ... 18 л/(м^2 · с), для двухслойных — 14 ... 16 л/(м^2 · с); продолжительность промывки крупнозернистых фильтров — 6 ... 8 мин., двухслойных — 8 ... 10 мин.; расход промывной воды — 3 ... 4% от общего количества профильтрованной воды. Для фильтров с фильтрованием снизу предусматривают водовоздушную промывку со следующим режимом: продувка воздухом в течение 1 ... 2 мин с интенсивностью 18 ... 20 л/(м^2 · с), водовоздушная промывка в течение 8 ... 10 мин с интенсивностью подачи воды 3 ... 4 л/(м^2·с), затем промывка водой в течение 4 ... 5 мин с интенсивностью 6 ... 7 л/(м^2 · с). Фильтроцикл принимают: для кварцевых фильтров с подачей воды сверху при исходной концентрации взвеси 15 ... 20 мг/л — 12 ч и при 20 ... 40 мг/л — 8 ч, для фильтров с подачей воды снизу и двухслойных при исходной концентрации 15 ... 20 мг/л — 24 ч и при 20 ... 30 мг/л — 16 ч.

Для промывки скорых фильтров при подаче воды снизу предусматривают устройство воздухоотделителей и рассчитывают вместимость резервуаров промывной воды и грязных вод от промывки фильтров не менее, чем на две промывки. Кроме того, при фильтровании снизу необходимо предусматривать мероприятия по насыщению воды кислородом воздуха и стабилизации скорости фльтрования (колебания скорости допускают не более, чем на ±15%). Промывные воды отстаивают в течение 2 ч, затем отстоенную воду направляют в аэротенки, а осадок — в сооружения для обработки осадка. Один рав в 2 ... 3 мес фильтры промывают хлорной водой с концентрацией хлора 0,2 ... 0,3 г/л. Продолжительность контакта хлорной воды с загрузкой должна составлять не менее 20 ... 24 ч.

25.3. Очистка воды от синтетических поверхностно-активных веществ (ПАВ)

Синтетические ПАВ (детергенты) содержат 15 ... 30% поверхностно-активных веществ, большое количество полифосфатов, отбеливающих и пахучих веществ. Попадая со сточными водами в водоемы, они вызывают вспенивание, ухудшают органолептические свойства воды, нарушают процессы обмена кислорода, токсически действуют на фауну. При этом так называемые *«мягкие» детергенты* (например, алкилсульфаты) относительно быстро окисляются и сохраняются в воде водоема недолго. *«Жесткие» детергенты* (например, изготовленные на базе широко распространенного детергента алкилбензолсульфоната натрия — АБС) лишь частично удаляются из сточных вод при их биохимической очистке, длительное время могут присутствовать в воде источников водоснабжения, придавая ей неприятные привкусы и запахи. ПАВ, попадая на очистные сооружения, оказывают тормозящее влияние на процессы очистки. Эффект осаждения примесей воды, загрязненных ПАВ, уменьшается на 7 ... 10%.

Очистка воды, загрязненной ПАВ, может производиться физико-химическими и биохимическими методами. Весьма эффективен метод коагуляции с применением в качестве коагулянта солей цинка. При использовании обычных коагулянтов содержание поверхностно-активных веществ уменьшается только на 20 ... 30%. Совместное применение коагуляции и сорбции на активном угле обеспечивает почти полное изъятие ПАВ из воды.

Исследованиями, проведенными в АКХ им. К. Д. Памфилова, было установлено, что снижение концентрации сульфонола НП-3 с 4 ... 6 до 0,5 ... 0,7 мг/л, т. е. в среднем на 85%, и хлорного сульфонола с 5 ... 5,5 до 1,5 ... 2 мг/л, т. е. на 60 ... 65%, может быть достигнуто при интенсивности аэрации воды в среднем 18 ... 22 м^3/(м^2 · ч) в течение 30 ... 60 мин.

Во ВНИИ ВОДГЕО были проведены исследования по очистке воды от анионных ПАВ (сульфонолов) методами коагуляции, отстаивания, фильтрования через песок и сорбции на активных гранулированных углях. В результате проверки работы действующих водоочистных сооружений выявлено, что их защитное действие в отношении анионных ПАВ незначительно. Удаление из их воды происходит на 20 ... 30% в основном за счет коагулирования. Увеличение дозы сернокислого алюминия от 50 до 100% по сравнению с применявшейся на обследованных комплексах для осветления и обесцвечивания воды на эффект удаления ПАВ заметного влияния не оказывало. Надлежащий эффект достигался сорбцией на активном угле.

При сорбции анионного ПАВ угли марок БАУ и АГ-5 мало отличаются по сорбционным показателям. Более высокую сорбционную емкость имеет уголь марки КАД-иодный, а уголь СКТ малоэффективен. Минимальная высота загрузки, при которой не наблюдается проскока сорбируемого вещества в фильтрат,— 0,6 м при исходной концентрации ПАВ 1 ... 1,5 мг/л. Оптимальная скорость фильтрования при доочистке воды от ПАВ составляет 10 ... 12 м/ч при высоте слоя угля 2,5 м для напорных фильтров и 7 ... 8 м/ч — для открытых фильтров при высоте слоя угля 1,8 ... 2 м. Желательно применять уголь с крупностью зерен 1 ... 2 м.

Рекомендуемая технологическая схема глубокой очистки природной воды от ПАВ включает коагулирование серно-кислым алюминием с *«оптимальной» дозой,* необходимой для удаления частично ПАВ, отстаивание, фильтрование на песчаных фильтрах, сорбцию на угольных фильтрах. Результаты опытов по извлечению ПАВ сорбцией активным углем показывают, что на сорбционных фильтрах можно добиться снижения концентрации ПАВ в воде до 0,1 мг/л (при исходной концентрации 1,0 ... 1,5 мг/л), т. е. до величины ниже ПДК.

Очистка воды от алкилбензолсульфонатов (АБС) может быть достигнута окислением озоном или диоксидом хлора, сорбцией активным углем или бентонитом, а также хлопьями гидроксида алюминия или железа. При введении в воду серно-кислого алюминия или хлорного железа (100 ... 120 мг/л) и осветлении воды отстаиванием и фильтрованием содержание АБС снижается с 10 до 2 ... 2,5 мг/л или с 3 до 0,5 ... 0,6 мг/л. Процесс удаления АБС коагулированием нужно проводить при значениях pH 5. При повышении величин pH снижается эффективность данного процесса. Более глубокое удаление АБС достигается введением в воду порошкообразного активного угля или фильтрованием воды через слой гранулированного активного угля. При введении в воду 50 и 75 мг/л активного угля БАУ концентрации АБС снижалась соответственно с 2 до 0,5 мг/л и с 6 до 0,32 мг/л. Фильтрование воды со скоростью 10 м/ч через 0,25-метровый слой гранулированного угля снижало концентрацию АБС в воде с 1,32 до 0,15 мг/л. Сорбционная емкость активного угля по АБС составляла около 7% массы угля.

В процессе фильтрования воды через угольную загрузку, предварительно профильтрованную через песок, происходит механическое загрязнение угля взвешенными веществами, что снижает производительность угольных фильтров. Для удаления загрязнений следует периодически производить промывку загрузки с интенсивностью 8 ... 10 л/(с·м^2), расширение слоя при этом достигается в 40 ... 50%, необходимая продолжительность промывки 10 ... 15 мин.

Следует отметить, что в связи с загрязненностью водоисточников, особенно, органическими веществами неприродного происхождения угольные фильтры, включенные, как описано выше, в общую схему очистных сооружений, способны быть автоматически действующим барьером для проникновения в очищенную воду органических загрязнений. Поэтому заслуживает внимание все более широко применяемый метод замены верхнего слоя песка в осветлительных фильтрах гранулированным активным углем, который одновременно служит и для задержания взвеси из воды, прошедшей через отстойники, и для сорбции органических загрязнений. Уголь подвергают 1 ... 2 раза в сутки водяной или водовоздушной промывке и по мере необходимости (через 30 ... 90 дней) термической регенерации в специальных печах для восстановления сорбционной способности.

25.4. Удаление из воды пестицидов, гербицидов, ихтоцидов и других веществ

Пестициды — вещества, используемые в сельском хозяйстве для борьбы с вредителями, попадают в воду открытых водоемов с дождевыми и талыми водами, смывающими ядохимикаты с растений и почвы. Даже незначительные концентрации пестицидов токсичны и придают воде неприятные привкусы и запахи. Так, воде придает запах тиофос при концентрации 0,2 мг/л, а ДДТ — при концентрации 0,07 мг/л.

Химические вещества, используемые в качестве пестицидов, принадлежат к различным классам органических соединений. В сельском хозяйстве наиболее широко используют в качестве пестицидов в борьбе с вредителями зерновых и овощных культур, плодовых деревьев, лесных насаждений фосфор- и хлорорганические соединения. В последнее время все более широкое применение находят производные тио- и дитиокарбаминовой кислот. Для обеззараживания семян от возбудителей ряда болезней используют ртутьорганические соединения. Применяют также гетероциклические соединения с тремя гетероатомами в цикле (симазин), производные феноксиуксусной кислоты (2,4-Д и др.). Пестициды, попадающие в воду, не только ухудшают ее вкусовые качества, воздействуя на органолептические свойства воды прямо или косвенно, нарушая биологическое равновесие водоемов, но отрицательно влияют на ряд жизненно важных функций человеческого организма.

Для удаления большинства из применяющихся пестицидов схема осветления и обесцвечивания воды с использованием коагулянтов неэффективна, так как удаляются при этом только взвешенные вещества и коллоидные частицы хлорорганических пестицидов. *Перспективными методами,* которые могут быть положены в основу разработки технологических схем *удаления пестицидов* из воды, являются *адсорбция на неполярных сорбентах, окисление и ионный обмен.*

Хлор, перманганат калия и озон в дозах до 10 мг/л не окисляют ДДТ, гексахлоран, эндрин, дильдрин, тиофос, хлорофос и карбофос до нетоксичных соединений. Обычные методы обработки воды (коагуляция — отстаивание — фильтрование) снижают содержание в воде гексахлорана на 8 ... 10%, дильдри-

на — на 50, ДДТ — на 90, эльдрина — на 35, тиофоса — на 20%.

Активный порошкообразный уголь, введенный в воду перед отстойниками, снижает содержание в ней указанных выше пестицидов до безопасных пределов, однако, его расход достигает 10 ... 15 мг на 1 мкг пестицида, содержащегося в обрабатываемой воде. Фильтрованием воды через слой активного гранулированного угля удается снизить содержание пестицидов в воде до 0,1 мкг/л (их удаление составляет около 99%).

При введении в схему в качестве метода удаления пестицидов окисления в каждом отдельном случае наряду с определением эффективности процесса удаления из воды основного вещества следует знать природу промежуточных и конечных продуктов, иметь санитарно-токсикологическую оценку, метода, так как при этом не исключено образование токсичных соединений. Так, небольшими дозами хлора (0,5 мг/л) достаточно легко разрушается хлорорганический пестицид альдрин, образуя более токсичное вещество дильдрин. Другие хлорпроизводные углеводороды либо совсем не взаимодействуют с хлором,

Таблица 25.1

Пестицид	Хлорирование		Озонирование		Обработка перекисью водорода		Углевание	
	Доза хлора, мг/мг	Расход хлора на 1 м³ воды, г	Доза озона, мг/мг	Расход озона на 1 м³ воды, г	Доза перекиси водорода, мг/мг	Расход на 1 м³ воды, г	Доза угля, мг/мг	Средний расход на 1 м³ г
Фосфорорганические пестициды (1 мг/л)								
Хлорофос	Не обезвреживается		—	—	5,3	5,3	11 ... 25	19
Дихлорофос	То же		0,2	0,2	0,5	0,5	12 ... 27	21
Метафос	Обезвреживание неполное		Обезвреживание неполное		2,7	3	—	—
Карбофос	20,7	21	5,6	6	Не обезвреживается		15 ... 24	20
Фосфамид	20,7	21	4,6	5	1,6	2	14 ... 39	24
Хлорорганические пестициды								
Гексахлоран (0,5 мг/л)	Не разрушается		—	—	—	—	5 ... 36	25
Симазин (1,5 мг/л)	То же		—	—	—	—	66	7
2,4—Д (5 мг/л)	»		0,46	0,05	—	—	—	—

либо регенерируют с ним очень слабо. Не разрушаются хлорорганические пестициды (кроме альдрина и гентахлора) и озоном в дозах, обычно применяемые в практике водоподготовки. Хорошо удаляются хлорорганические пестициды активированными углями. Пестициды 2,4-Д хорошо удаляются из воды на ионообменных фильтрах. Наиболее перспективными сорбентами для удаления 2,4-Д являются сильноосновные аниониты типа АВ-17.

Адсорбция из разбавленных водных растворов хорошо растворимых гидрофильных соединений, таких, как фосфорорганические препараты, требуют высоких доз угля. В то же время действие окислителей на фосфорорганические пестициды в большинстве случаев может обеспечить их разрушение в воде. Табл. 25.1 дает представление об условиях удаления пестицидов из воды.

Для удаления соединений ртути из растворов широко используют ионообменные смолы — сильнокислотный катионит КУ-2 (обменная емкость 5,1 мг-экв/л) и сильнокислотный КБ-4П-2 (9 мг-экв/л).

25.5. Очистка шахтных вод

Под шахтными водами принято понимать подземные воды, проникающие в выработанное при добыче полезных ископаемых подземное пространство и проходящие через водоотливное хозяйство шахты. Водоприток в шахты, колеблющийся от десятков до тысяч кубометров в 1 ч, зависит от геологических, гидрологических и климатических условий месторождения, степени разветвленности речной сети в его пределах, а также способа подготовки шахтных полей.

Формирование химического состава шахтных вод связано с геологоструктурными особенностями месторождений полезных ископаемых, обусловливаемыми гидрогеологией, литолого-минералогическим составом горных пород, условиями питания артезианских и субартезианских горизонтов, интенсивностью водообмена, рельефом местности, биохимическими процессами и пр. Метаморфизация химического состава шахтных вод является следствием продолжительности пребывания, скорости движения и их контакта с обнаженными поверхностями горных выработок.

По О. А. Алекину, *шахтные воды можно классифицировать на три класса: карбонатно-гидрокарбонатный, сульфатный и*

хлоридный. Каждый класс по преобладающему катиону делится на три группы: кальциевую, магниевую и натриевую. В свою очередь, каждая группа по преобладающему компоненту подразделяется на четыре типа вод.

Шахтные воды содержат большое количество (до 3 г/л и более) механических примесей (частицы угля и породы, инертная пыль, продукты распада древесины), отличаются значительной минерализацией (до 30 г/дм³ и более) и бактериальной загрязненностью, а кислые шахтные воды помимо низких значений pH (—2 ... 4) характеризуются еще и высоким содержанием железа (до 2 г/л). Шахтная вода обычно не имеет запаха (за исключением тех случаев, когда в ней присутствует растворенный сероводород), отличается разнообразием окраски и постоянством температуры в пределах 6 ... 25° С, а также значительной жесткостью (38 мг-экв/л и выше). Шахтным водам свойственны практически все виды агрессивности, но чаще встречаются воды с сульфатной агрессивностью, реже — общекислотной.

Сооружения по очистке шахтных вод могут располагаться как на поверхности, так и под землей в специально оборудованных камерах. Выбор места их расположения в основном зависит от водоотлива. Сооружения для очистки шахтных вод с целью их дальнейшего использования для пылеподавления можно располагать непосредственно в шахте, если водоприток не превышает объема воды, необходимого для нужд комплексного обеспыливания. Это полностью исключает необходимость подъема воды на дневную поверхность, тем более, что в перспективе на многих шахтах страны намечается разработка пластов, расположенных на глубине 800 ... 1200 м и подъем шахтных вод на поверхность с таких глубин при водопритоках 50 ... 70 м³/ч нецелесообразен по экономическим соображениям. Однако, такая схема может быть внедрена на ограниченном количестве шахт в связи с преобладанием водопритока над объемом воды, необходимой для технического водоснабжения большинства шахт.

Методы очистки шахтных вод обусловливаются их физико-химическими и технологическими свойствами, а также климатическими условиями угольных месторождений. В отечественной и зарубежной практике *применяют механическую (безреагентную) очистку шахтных вод, физико-химическую, химическую (реагентую), электрохимическую* и др.; наибольшее распространение получили безреагентная и реагентная очистки.

Исходя из требований, предъявляемых к качеству воды, безреагентная очистка осуществляется методами отстаивания в отстойниках и прудах-осветлителях, фильтрования через слой зернистого материала, сетки и ткани. Реагентную очистку применяют для более полного удаления взвешенных веществ из шахтной воды, ее стабилизации и т. п. Ее осуществляют с помощью различных химических соединений или путем электрохимического процесса. Для достижения требуемой степени осветления шахтные воды перед отстаиванием и фильтрованием обрабатывают коагулянтами — солями алюминия или железа. Для интенсификации процесса осветления шахтных вод широко применяют высокомолекулярные флокулянты. Осветление воды, наступающее после осаждения скоагулированных примесей, сопровождается обычно ее обесцвечиванием и частично обеззараживанием. Для нейтрализации кислых шахтных вод используют вещества со щелочной реакцией.

Первая основная технологическая схема ДонУГИ (рис. 25.2) предусматривает очистку шахтной воды высокой мутности с

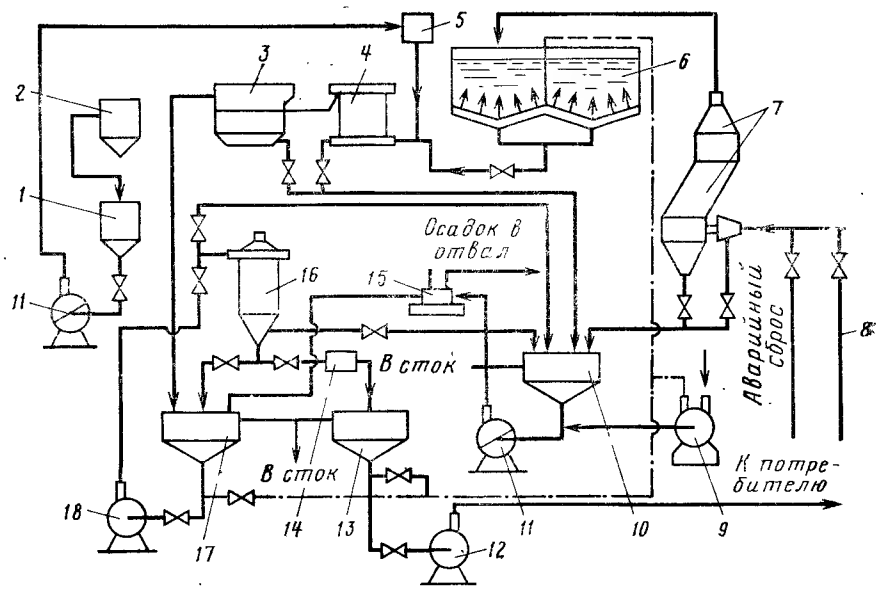


Рис. 25.2. Технологическая схема очистки шахтных вод.
1, 2 — растворный и расходный баки; *3* — тонкослойный отстойник; *4* — камера хлопьеобразования; *5* — дозатор; *6* — регулирующие резервуары; *7* — песколовка; *8* — подача шахтной воды; *9* — воздуходувка; *10* — резервуар-отстойник оборота промывной воды; *11* — насос; *12* — насос подачи чистой воды потребителю; *13* — резервуар фильтрованной воды; *14* — бактерицидная установка; *15* — центрифуга; *16* — напорный осветлительный фильтр; *17* — промежуточный резервуар; *18* — насос подачи воды на фильтр

целью ее последующего использования для нужд комплексного обеспыливания. В состав очистных сооружений «входят» песколовка; иловый резервуар, куда после песколовки отводятся грубодисперсные примеси; регулирующая емкость для равномерного питания установки при периодической работе насосов главного водоотлива; камеры хлопьеобразования, оборудованные электролизерами и соединенные с тонкослойными наклонными отстойниками конструкции ДонУГИ; промежуточная емкость, откуда вода подается в резервуар чистой воды, затем направляется потребителям. Промывные воды и шламы подаются насосами на центрифугу. Фугат центрифуги возвращается в процесс, а сгущенный продукт направляется в вагонетках в отвал. Установка снабжена воздуходувками, для растворения коагулянта и при необходимости — взмучивания осадка.

Вторая схема предназначена для очистки маломутных шахтных вод, содержащих не более 50 мг/л грубодисперсных примесей. Схема включает следующие сооружения: песколовку, регулирующие емкости, автоматические фильтры, бактерицидную камеру и резервуар чистой воды. Вода после промывки фильтров подвергается реагентной обработке, затем подается в камеры хлопьеобразования и далее — в тонкослойные отстойники. Сгущенный осадок поступает в колодец, откуда насосами отводится на шламовые площадки. Очищенная вода может быть использована для хозяйственных нужд или отведена в речную сеть.

Третья схема применяется при подготовке шахтных вод для сброса в гидрографическую сеть. Предъявляемые требования по допустимому содержанию взвешенных веществ в воде (не более 39 мг/л) обусловливают применение безреагентного отстаивания шахтных вод или коагулирования примесей с последующим отстаиванием. Последовательность движения воды следующая. Шахтная вода поступает в смеситель, куда дозируется коагулянт. Из смесителя она подается в камеры хлопьеобразования вихревого типа, а затем направляется в наклонные отстойники и далее — в резервуар чистой воды. Осадок из отстойников собирается в резервуаре, откуда насосами отводится на шламовые площадки.

Кроме приведенных трех технологических схем ДонУГИ разработано три типа установок производительностью 20, 30 и 40 м³/ч для очистки только той части шахтных вод, которая необходима для собственных нужд шахты. Установки включают песколовку, где задерживаются плавающие и диспергированные взвеси крупнее 20 мкм, регулирующую емкость для обеспечения непрерывной работы установки при периодической работе шахтного водоотлива, осветлительные напорные фильтры

Бийского котельного завода типа ХВ-044-2 и бактерицидную установку типа ОВ-АКХ-1. Управление процессом фильтрования осуществляется автоматически по временной схеме с помощью командного прибора КЭП-12у.

25.6. Удаление из воды цинка, меди, мышьяка, фенолов и нитратов

Мышьяк из воды удаляют соосаждением с гидроксидом железа(III), например, при обработке воды хлоридом или сульфатом железа(III) с подщелачиванием и продувкой воздухом. Органические соединения мышьяка таким образом удаляются труднее, поэтому их предварительно рекомендуется окислять хлором.

Цинк удаляют осаждением в виде гидроксида при подщелачивании воды известью ($ПР_{Zn(OH)_2} = 7{,}1 \cdot 10^{-18}$) или в виде карбоната при подщелачивании содой ($ПР_{ZnCO_3} = 1{,}45 \cdot 10^{-11}$):

Медь также удаляют из воды при подщелачивании ($ПР_{Cu(OH)_2} = 5{,}5 \cdot 10^{-20}$) или фильтровании через фильтр, загруженный магномассой.

Для удаления из воды фенолов используют в основном озонирование, сорбцию на активном угле и хлорирование воды большими дозами.

Медь, цинк, молибден, мышьяк, нитриты и нитраты можно удалять из воды фильтрованием через ионитовые фильтры. Удаление меди и цинка можно осуществлять обратным осмосом, при этом их содержание снижается на 98 ... 99%.

Для извлечения из воды мышьяка, свинца, ртути, фенолов применяют активный уголь дозами 2 ... 7 мг/л, при этом в зависимости от pH можно достичь 75% удаления свинца, 90% цинка.

Извлечение из воды селена и стронция рекомендуется производить сорбцией на свежеобразованном гидроксиде железа(III), который для небольших производительностей можно получать в электролизерах с железными анодами.

Весьма надежным *методом извлечения из воды нитратов является ионный обмен.* Исследования кафедры Водоснабжение МГСУ (Николадзе Г. И. и др.) показали, что для этого можно использовать аниониты АВ-17-8с или ЭДУ-10П, которые в зависимости от качества исходной воды применять в Cl^-, OH^- или SO_4^{2-} — форме.

Однако, использование указанных ионитов сопряжено с тем, что их обменная емкость будет расходоваться и на извлечение из воды других анионов, а не только нитрат-ионов. В этом пла-

не предпочтительно применение селективных в отношении нитратов анионитов, например, ОП-102, синтезированного в НИИпластмасс. Он обладает почти вдвое большей обменной способностью по нитратам, чем выше указанные аниониты. Его применение для подземных вод с концентрацией нитратов до 290 мг/л показало хорошие результаты.

25.7. Радиационное улучшение качества природных вод

Радиацией или ионизирующим излучением называют коротковолновое электромагнитное излучение — рентгеновские и γ-лучи, электроны, протоны, нейтроны, α-частицы и ядра отдачи, а также быстрые нейтроны. Источником излучения является радиактивный ^{60}Co, распад которого сопровождается выбросом β-частиц с энергией 0,3 МэВ и двух γ-квантов с энергией 1,17 и 1,33 МэВ с выходом 100%. Средняя энергия γ-квантов равна 1,25 МэВ. Благодаря самопоглощению β-частиц ^{60}Co дает практически чистое γ-излучение. Его проникающая способность очень высока. Слой воды толщиной 15 см не полностью поглощает излучение. Период полураспада ^{60}Co 5,3 года, время использования в промышленной установке обычно достигает 10 лет.

В качестве других источников ионизирующего излучения используют ^{137}Cs, тепловыделяющие элементы, радиационные контуры, смесь продуктов радиоактивного деления.

В результате радиационной очистки воды могут происходить следующие процессы: радиационное окисление, образование осадков органических веществ, *коагуляции коллоидных растворов, обеззараживание, дегельментизация, дезодорация* и др. В результате радиационного окисления органические вещества окисляются до оксида углерода(IV) и воды. Гамма-излучением ^{60}Co эффективно обесцвечиваются природные воды с высокой цветностью, содержащие трудноудаляемые фульвокислоты. Процесс обесцвечивания интенсифицируется при барботаже воздуха во время облучения, поскольку процесс окисления сопровождается уменьшением концентрации кислорода. Для получения воды с цветностью 20 град при исходной цветности 48 град необходима доза излучения ниже 1 Гр (грэй).

Радиационная обработка дает возможность дезодорировать, обеззараживать и дегельментизировать природные воды, удалять фенолы. Доза излучения, необходимая для осуществления всех этих процессов, составляет примерно 1 Гр. Хлорфенольный запах с пороговым числом 250 дозой 1 Гр снимается полностью.

25.8. Очистка воды от радиоактивных веществ

Попадающие в природные воды радиоактивные вещества бывают природного и искусственного происхождения. Наличие в воде природных радиоактивных веществ обусловлено ее соприкосновением с минералами, содержащими радиоактивные изотопы ^{238}U, ^{226}Ra, ^{232}Th, а также взаимодействием с атмосферой, из которой в воду попадают *продукты «космического синтеза»* элементов (^{14}C, ^{10}Be, ^{3}H). Степень радиоактивного загрязнения воды в этом случае обычно невелика. Развитие ядерной энергетики и расширение области применения радиоактивных изотопов в различных отраслях промышленности, науки, техники, медицины сопряжено с вероятностью загрязнения природных вод радиоактивными отходами. Наиболее опасными для человека и животных являются изотопы: стронций-90, цезий-137, иод-131. Попадая в организм, они вызывают тяжелые заболевания. Активность радиоактивных отходов уменьшается только в результате естественного распада, что в случае изотопов, обладающих длительным периодом полураспада, связано с необходимостью осуществления контроля над радиоактивными отходами иногда в течение нескольких сотен лет. Радиоактивно загрязненные воды отличаются большим разнообразием содержащихся в них радиоактивных элементов. Каждый из этих элементов характеризуется двумя основными величинами: энергией радиоактивного излучения α, β и γ-лучей и периодом полураспада, т. е. промежутком времени, в течение которого распадается половина начального количества атомов. Предельно допустимые концентрации некоторых изотопов в воде открытых водоемов показаны в табл. 25.2.

Таблица 25.2

Изотоп	Предельно допустимые концентрации, кюри/л	Изотоп	Предельно допустимые концентрации, кюри/л
Na^{24}	$8\cdot10^{-9}$	Ag^{105}, Nb^{95}	$3\cdot10^{-8}$
P^{32}	$5\cdot10^{-9}$	Ce^{144}, Ca^{45}, Sr^{89}, Ru^{105}	$3\cdot10^{-9}$
Ba^{140}, Cl^{36}	$7\cdot10^{-9}$	I^{131}	$6\cdot10^{-10}$
K^{42}	$6\cdot10^{-9}$	Cs^{137}	$1\cdot10^{-9}$
Cr^{51}	$5\cdot10^{-7}$	Hg^{197}	$9\cdot10^{-8}$
Mn^{52}	$9\cdot10^{-9}$	Pb^{210}	$1\cdot10^{-11}$
Au^{198}, Pr^{143}, Cd^{115}, Fe^{59}	$1\cdot10^{-8}$	Po^{210}	$2\cdot10^{-11}$
Co^{60}, Mo^{99}, Pm^{147}, Cu^{64}	$6\cdot10^{-8}$	Ra^{223}	$2\cdot10^{-10}$
U^{235}, Sr^{90}	$3\cdot10^{-8}$	Pu^{239}	$5\cdot10^{-11}$
Nd^{147}, Sr^{95}	$2\cdot10^{-8}$	U^{233}	0,05 мг/л

Способы дезактивации воды подразделяют на *физико-химические* (дистилляция, осаждение, коагулирование, флотация, фильтрование, сорбция, ионообмен, экстрагирование, выпаривание), *электролитические* (электролиз, электродиализ, электроионизация), *биологические,* или *сочетание перечисленных способов.*

Отстаивание воды применяют как самостоятельный метод дезактивации, когда радиоактивные вещества взвешены в воде или имеют малый период полураспада. Необходимую степень дезактивации воды обычно достигают при длительном отстаивании, равном 10 ... 20 периодам полураспада радиоактивного вещества. При осаждении радиоактивных изотопов в очищаемую воду следует добавлять в достаточном количестве неактивный изотоп того же элемента или другой элемент, являющийся изоаморфным с радиоактивными микрокомпонентами. Так, удаляют, например, радиоактивный иод.

Коагулирование, проводящееся на водоочистных комплексах для осветления и обесцвечивания воды, дает большой и постоянный дезактивирующий эффект при повышенных дозах реагентов, если радиоактивные вещества находятся в коллоидном состоянии или адсорбированы на природных грубодисперсных примесях, если же радиоактивные вещества присутствуют в растворенном состоянии, дезактивация воды коагулированием не достигает цели. При дезактивации коагулированием образуются и осаждаются нерастворимые соединения в результате взаимодействия реагентов с радиоактивными элементами, а также образующимися хлопьями радиоизотопы извлекаются из воды в силу адсорбции и ионообмена. Поэтому дезактивирующий эффект процесса зависит от свойств радиоактивных изотопов, их концентрации, применяемых коагулянтов, их доз и других факторов. *Для дезактивации воды рекомендуются коагулянты: сульфат алюминия, сульфат и хлорид железа(III), фосфаты (трехзамещенный фосфат натрия и однозамещенный фосфат калия), смесь извести и соды с силикатом натрия, полиэлектролиты.* Так, с помощью сульфата алюминия удаляют до 96 ... 99,6% радиоактивного фосфора P^{32}, присутствующего в воде в виде PO_4^{3-}. Еще лучшие результаты получают при применении в качестве коагулянта хлорида железа.

Способ сорбции радиоактивных ионов на взвешенных в воде веществах или на активном угле с последующим их осаждением является высокоэффективным: достигается удаление цезия Ce^{144} и плутония Pu^{239} до 99%.

Фильтрование воды через песчаные фильтры не является эффективным средством удаления радиоактивных веществ, поскольку чистый кварцевый песок обладает малой адсорбционной

способностью. В основном дезактивирующее действие фильтров состоит в удалении радиоизотопов, захваченных хлопьями коагулянта, а также адсорбцией хлопьями коагулянта, глиной, органическими веществами и микроорганизмами, отложившимися в загрузке фильтра. Поэтому на скорых фильтрах только Y^{91}, Zr^{95} и Nb^{95} удаляются на 99%, поскольку они находятся в воде в коллоидном состоянии. При дезактивации воды на медленных фильтрах большое значение имеет поглощение радиактивных веществ планктоном и микроорганизмами биологической пленки, которые, как известно, концентрируют в своем теле радиоактивные вещества. Эффект удаления радиоактивных веществ фильтрующими материалами составляет для кварцевого песка 72 ... 89%, для активированного глинозема — 94, древесного угля — 86, активного угля — 92 и глауконита — 83%.

Дезактивация воды коагулированием, отстаиванием и фильтрованием обеспечивает снижение радиоактивности воды на 50 ... 70%. Эффективность дезактивации воды значительно повышается применением больших доз реагентов, оптимизацией коагулянтов, добавлением к воде извести или соды. Многоступенчатое осаждение известью и содой является весьма эффективным средством удаления ^{90}Sr и ^{89}Sr (75 ... 84%), ^{140}Ba, ^{140}La, ^{115}Cd при больших избытках реагентов.

Для снижения влагосодержания и объема осадков, образующихся при дезактивации воды коагуляцией, и тем самым облегчения удаления и захоронения радиоактивных отходов рекомендуется флотация гидроксидов различными флотоагентами (нефтяные бензосульфокислоты, сульфатное мыло). Результаты исследований по удалению из воды ^{90}Sr, ^{90}V и ^{95}Nb показали, что при одинаковой степени очистки объем осадка гидроксида и время отделения его от раствора флотацией значительно меньше, чем при коагуляции с отстаиванием. Концентрирование выделенных радиоактивных веществ достигается также применением метода пенной флотации. Объем пены после ее разрушения составляет 0,01 ... 0,1% исходного объема раствора. Высокий эффект и большая селективность действия флотоагентов, простота эксплуатации, концентрирование выделенных радиоактивных веществ в малом объеме делают метод флотации одним из наиболее предпочтительных при дезактивации больших объемов воды, особенно при ее малом солесодержании. Недостатком метода следует считать возможную токсичность флотоагентов.

Способ ионного обмена является наиболее эффективным методом очистки слабоактивных маломинерализованных вод, предварительно освобожденных от растворенных органических веществ. Особенно эффективно совместное H-OH-ионирование,

но отсутствие селективных ионообменных материалов приводит к тому, что ионообмен может быть использован лишь для вод с небольшим содержанием солей. Высокая стоимость ионитов, сложность их регенерации, большое количество радиоактивных отходов усложняют процесс. Поэтому ионообмен рекомендуется применять на небольших передвижных и индивидуальных установках, а также в качестве заключительного этапа дезактивации воды как дополнение к выше рассмотренным методам.

Извлечение из воды радиоизотопов сорбентами является одним из самых распространенных методов ее дезактивации. В качестве сорбентов используют *природные ионообменники (глины, клиноптилолит, гидрослюды, почвы, бентонит* и другие природные цеолиты и минералы); *искусственные неорганические сорбенты* (на основе труднорастворимых *солей титана, циркония, гетерополикислот, синтетические цеолиты, силикагель, порошки металлов); природные органические сорбенты (торф, гумусовые вещества, древесину, целлюлозу, активный уголь* и т. п.).

Дистилляция — один из наиболее надежных методов дезактивации воды, когда радиоактивные вещества не летучи. При наличии в воде летучих радиоактивных веществ их необходимо перед дистилляцией осадить или перевести в связанное состояние. Учитывая, что при дистилляции радиоактивность конденсата уменьшается по сравнению с исходной водой на четыре-пять порядков, сильно загрязненную воду перегоняют два раза. Из-за высокой стоимости и относительно низкой производительности дистилляторов этот метод применим приемущественно для очистки небольших количеств воды. При очистке воды от радиоактивных веществ дистилляцией необходимо соблюдать следующие условия: через несколько часов работы установки удалять радиоактивный остаток воды из котла-испарителя; периодически очищать радиоактивную накипь, откладывающуюся на стенках и паропроводах котла, подвергать образующиеся отходы захоронению.

Электродиализ применяют для извлечения из воды радиоактивных элементов в ионной форме. Основной недостаток электродиализа — необходимость предварительной коагуляции и фильтрования для удаления коллоидных и псевдоколлоидных форм радиоактивных изотопов. Несмотря на высокую стоимость, недостаточную прочность мембран, большие энергетические затраты при электродиализе сильно минерализованных вод, электродиализные установки рекомендуются для дезактивации небольших количеств пресных и слабо минерализованных вод.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Ознакомление с материалами различных конференций и семинаров, состоявшихся в последние годы в России и за рубежом, а также изучение и анализ тематики XI—XXVI Международных конгрессов по водоснабжению позволяют заключить, что наиболее актуальными проблемами являются следующие: сохранение качества воды при ее транспортировке и распределении; применение синтетических сорбентов; совершенствование процесса регенерации активного угля и аппаратного оформления при его использовании; обработка осадков водоочистных комплексов; удаление из воды нитратов; использование обратного осмоса для улучшения качества воды; кондиционирование подземных метано-содержащих вод, а также вод, одновременно содержащих марганец и железо или фтор и железо, либо бор и железо; использование физических методов водоподготовки и биологических методов обработки природных вод, применение озона в технологии улучшения качества воды; удаление из воды органических галогенов; образующихся при ее хлорировании; подготовка воды питьевой кондиции прямым фильтрованием через мембраны без реагентов; обеззараживание воды фильтрованием через твердые дезинфектанты; подготовка ультрачистой воды.

Ниже внимание читателя будет акцентировано на освещении одной из этих проблем.

Совершенствование методов аналитической химии поставило вопрос об образовании в воде, обработанной окислителями, побочных токсичных продуктов; органических галогенов (например, тригалометанов) при хлорировании, эпоксидов при озонировании, хлоратов при использовании диоксида хлора. ПДК тригалометанов (ТГМ) составляет 100 мкг/л.

В последние годы в разных странах были проведены исследования с целью изучения возможности улучшения процесса удаления из воды веществ, способствующих образованию ТГМ; влияния переноса точки ввода хлора на количество образующихся ТГМ; влияния различных окислителей на потенциал образования ТГМ. В качестве альтернативных окислителей иссле-

довались озон, диоксид хлора, перманганат калия; ТГМ определяли с помощью газового хроматографа.

Результаты экспериментов по изменению дозы хлора и продолжительности контакта с ним воды, а также по изменению места ввода хлора показали, что последнее не оказывают влияния на количество образуемых ТГМ независимо от того, до или после коагулирования примесей вводится хлор. Это означает, что вещества, являющиеся основой для образования ТГМ, одинаково взаимодействуют как со свободным, так и со связанным хлором. Снижение дозы хлора или дехлорирование воды после относительно короткого контакта ее с хлором приводит к значительному снижению количества образующегося ТГМ.

Выделение из воды образующейся при коагулировании твердой фазы еще до начала хлорирования позволяет снизить потенциал образования ТГМ на 35%, при этом применение железного коагулянта более эффективно, чем алюминиевого. Уместно отметить, что двухступенчатое коагулирование не снижает потенциал образования ТГМ.

Применение перманганата калия после хлорирования воды не снижает потенциал образования ТГМ. Сорбция коллоидальных примесей на порошкообразном активном угле с последующим хлорированием и коагулированием сульфатом алюминия так же не снижает потенциал образования ТГМ. Использование вместо хлора озона или диоксида хлора позволяет прекратить процесс образования ТГМ. Таким образом, если нельзя отказаться от предварительного хлорирования, то нужно снижать дозу хлора или производить дехлорирование.

Следует отметить, что в результате антропогенного влияния на среду обитания, появление новых отраслей промышленности, совершенствования существующих технологий возрастают требования, предъявляемые к воде. Появилась необходимость получения ультрачистой воды. Все это усложняет технологию водоподготовки. Поэтому проблема улучшения качества природных вод, создание замкнутых систем водоснабжения с рекуперационной очисткой является перманентной.

ЛИТЕРАТУРА

Алексеев Л. С., Гладков В. А. Улучшение качества мягких вод. М., Стройиздат, 1994 г.

Алферова Л. А., Нечаев А. П. Замкнутые системы водного хозяйства промышленных предприятий, комплексов и районов. М., 1984.

Аюкаев Р. И., Мельцер В. З. Производство и применение фильтрующих материалов для очистки воды. Л., 1985.

Вейцер Ю. М., Минц Д. М. Высокомолекулярные флокулянты в процессах очистки воды. М., 1984.

Егоров А. И. Гидравлика напорных трубчатых систем в водопроводных очистных сооружениях. М., 1984.

Журба М. Г. Очистки воды на зернистых фильтрах. Львов, 1980.

Запольский А. К., Баран А. А. Коагулянты и флокулянты в процессах очистки воды. л/о Химия, 1987.

Коростелев Д. П. Обработка радиоактивных вод и газов на АЭС. М., Энергоатомиздат, 1988.

Карелин Ф. Н. Обработка воды обратным осмосом. М., Стройиздат. 1988.

Когановский А. М. Адсорбция и ионный обмен в процессах водоподготовки и очистки сточных вод. Киев, 1983.

Кульский Л. А. Теоретические основы и технология кондиционирования воды. Киев, 1983.

Лапотышкина Н. П., Сазонов Р. П. Водоподготовка и водно-химический режим тепловых сетей. М., 1982.

Линевич С. Н. Комплексная обработка и рациональное использование сероводородсодержащих природных и сточных вод. М., Стройиздат, 1987.

Мельцер В. З. Фильтровальные сооружения в коммунальном водоснабжении. М., Стройиздат, 1995.

Николадзе Г. И., Сомов М. А. Водоснабжение. М., Стройиздат, 1995 г.

Николадзе Г. И. Улучшение качества подземных вод. М., Стройиздат, 1989 г.

Николадзе Г. И. Технология очистки природных вод. М., Высшая школа, 1987 г.

Пааль Л. Л., Кару Я. Я. и др. Справочник по очистке природных и сточных вод. М., Высшая школа, 1994 г.

Пособие по проектированию сооружений для очистки и подготовки воды (к СНиП 2.04.02—84). М., ЦИТП, 1989 г.

Стерман Л. С., Покровский В. Н. Физические и химические методы обработки воды на ТЭС. М., Энергоатомиздат, 1991 г.

Тешаев А., Сайдаминов И., Шоимов Ш. Справочник по очистке природных и сточных вод. Д., Ирфон, 1985 г.

Фрог Б. Н. Особенности эксплуатации водоподготовительного оборудования предочисток. М., МИСИ, 1989 г.

Шевченко М. А., Таран П. Н., Гончарук В. В. Очистка природных и сточных вод от пестицидов. л/о Химия, 1989 г.

Энциклопедия «Инженерное оборудование зданий и сооружений». М., Стройиздат, 1994 г.

Яковлев С. В., Краснобородько И. Г., Рогов В. М. Технология электрохимической очистки воды. л/о Стройиздат, 1987 г.

Журба М. Г. Микроорошение. Проблемы качества воды. М., Колос, 1994 г.

Яковлев С. В., Ласков Ю. М., Николадзе Г. И., Сомов М. А. и др. «Российская архитектурно-строительная энциклопедия» Том 3. 1996 г.

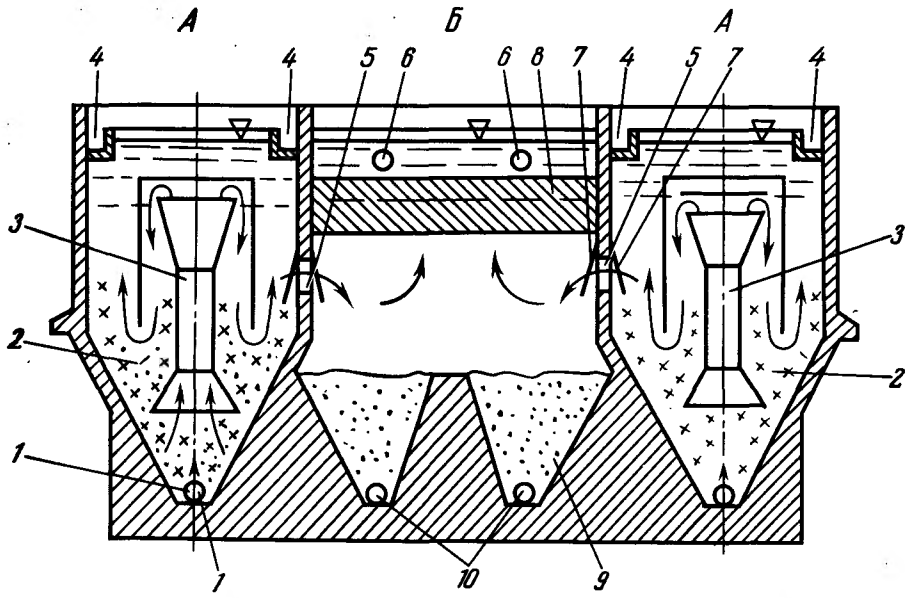
Кургаев Е. Ф. Осветлители воды. М., Стройиздат, 1987 г.

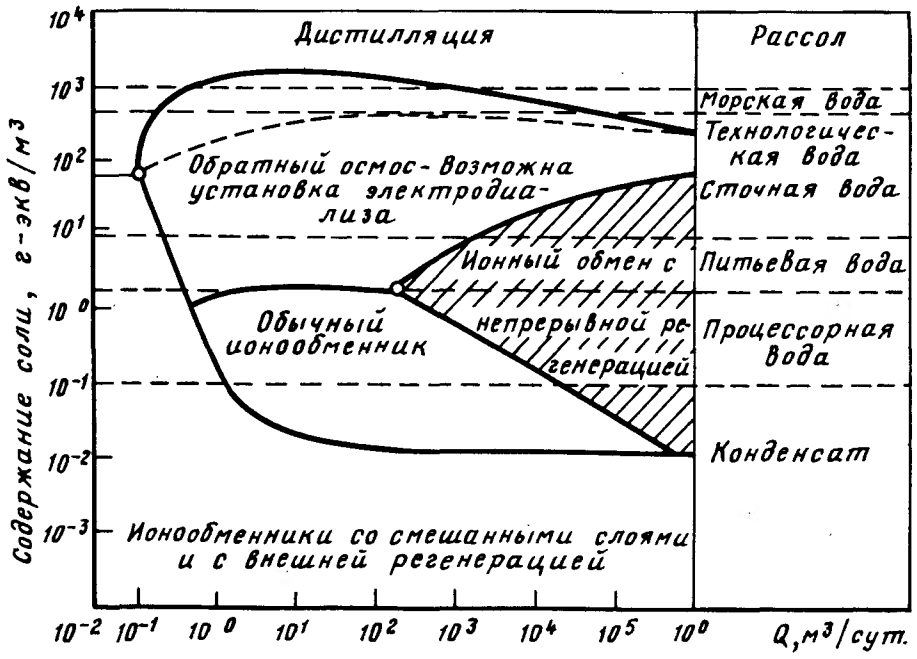
Минц Д. М. Теоретические основы технологии очистки воды. М., Стройиздат, 1964 г.

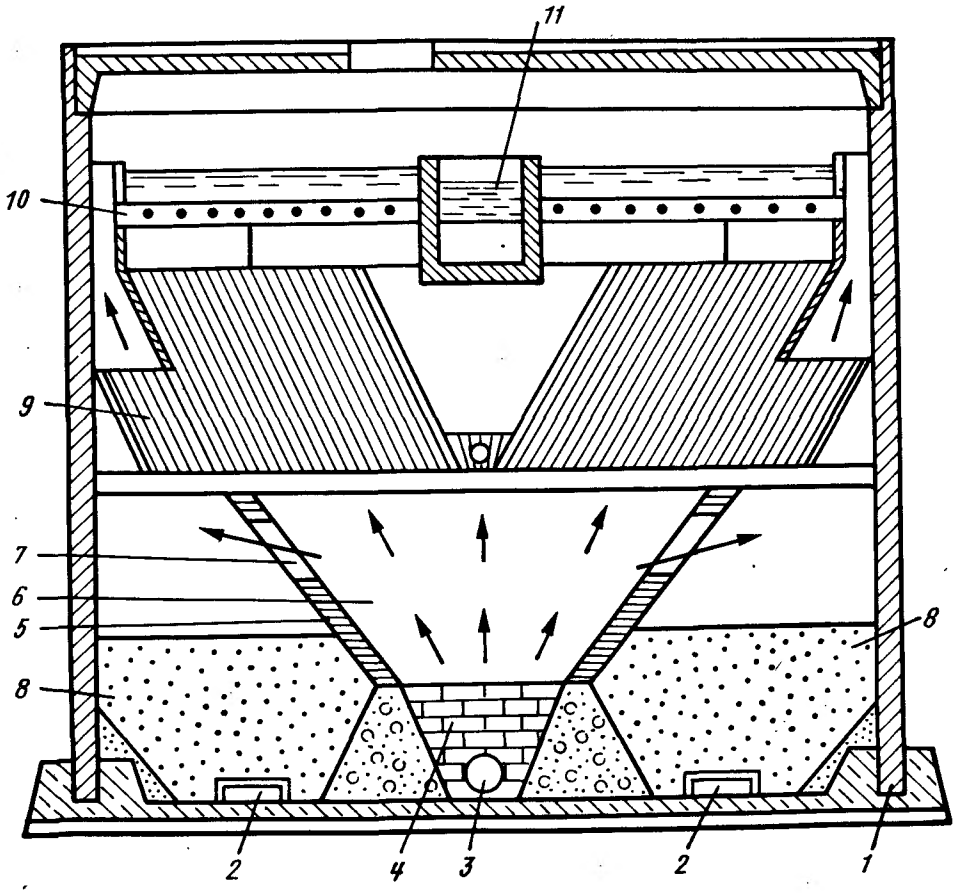
Учебное издание

Фрог Борис Николаевич, **Левченко** Александр Павлович

ВОДОПОДГОТОВКА


А
Б
А
4
4
5
6
6
8
7
4
5
7
4
3
3
2
2
1
1
10
9


Дистилляция
Рассол
Морская вода
Технологическая вода
Сточная вода
Питьевая вода
Процессорная вода
Конденсат
Обратный осмос - Возможна установка электродиализа
Ионный обмен с непрерывной регенерацией
Обычный ионообменник
Ионообменники со смешанными слоями и с внешней регенерацией
Содержание солей, г-экв/м³
Q, м³/сут.


11
10
9
7
6
5
8
8
2
4
3
2
1